



## APLICAÇÃO DE CONTROLADOR NMPC EM UMA UNIDADE OFFSHORE DE PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS

Saul Simões Neto

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Argimiro Resende Secchi

Rio de Janeiro

Março de 2017

APLICAÇÃO DE CONTROLADOR NMPC EM UMA UNIDADE OFFSHORE DE  
PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS

Saul Simões Neto

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO  
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA (COPPE)  
DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS  
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM  
CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Examinada por:

---

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

---

Prof. Príamo Albuquerque Melo Junior, D.Sc.

---

Eng. Mario Cesar Mello Massa de Campos, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

MARÇO DE 2017

Simões Neto, Saul

Aplicação de Controlador NMPC em uma Unidade Offshore de Produção de Óleo e Gás / Saul Simões Neto. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2017.

XVI, 107 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Argimiro Resende Secchi

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2017.

Referências Bibliográficas: p. 84-88.

1. MPC. 2. Controle Preditivo. 3. Unidade *offshore*.

I. Secchi, Argimiro Resende. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título.

*Ao meu filho Saul Mourão Simões.*

## **Agradecimentos**

Agradeço ao meu orientador Prof. Argimiro Secchi pela paciência, orientação e cobrança para extrair o conteúdo deste trabalho.

Registro aqui meu agradecimento ao meu amigo Eng. Oscar Felipe von Meien pelo apoio neste trabalho e as inúmeras orientações em trabalhos na Petrobras e aos próximos que virão.

Minha gratidão ao Eng. Mario Campos por compartilhar o conhecimento não só neste trabalho, mas em outras frentes de desenvolvimento na Petrobras.

Agradeço ao Prof. Príamo pela atenção em todos os momentos que nos encontramos nos corredores da Coppe.

Agradeço aos gestores Marcelo Ramis, Leonardo Testi e Manuela Kopke pela compreensão nos períodos de ausência para que eu pudesse me dedicar ao mestrado.

Minha gratidão à Petrobras por ter me dado esta oportunidade de desenvolvimento.

Minha eterna gratidão à minha esposa Thaís Mourão, sem sua persistência e apoio este trabalho nunca teria sido concluído.

Para finalizar, agradeço aos meus pais e à minha irmã, pois todas as conquistas da minha vida são resultado do alicerce que eles construíram.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

## APLICAÇÃO DE CONTROLADOR NMPC EM UMA UNIDADE OFFSHORE DE PRODUÇÃO DE ÓLEO E GÁS

Saul Simões Neto

Março/2017

Orientador: Argimiro Resende Secchi

Programa: Engenharia Química

Neste trabalho é apresentada a aplicação de controlador preditivo não linear (NMPC) em uma unidade de produção de petróleo *offshore*. A unidade de produção foi reproduzida através de simulação dinâmica em Hysys e o controlador utilizado foi o BRNMPC, com uso de modelo matemático fenomenológico. Foram realizadas comparações entre o controlador NMPC, controlador MPC linear e controlador PID tradicional. Os resultados demonstraram que o controle de nível dos vasos separadores com o uso de modelos lineares e não-lineares mostram-se semelhantes. Já para o controle de pressão dos vasos, por ser um processo com maior não linearidade, o controle MPC apresentou desvantagens em relação ao NMPC, principalmente devido à perda na qualidade do modelo no processo de linearização.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

NMPC CONTROLLER APPLIED TO AN OFFSHORE OIL AND GAS  
PRODUCTION FACILITY

Saul Simões Neto

March/2017

Advisor: Argimiro Resende Secchi

Department: Chemical Engineering

In this work a nonlinear model predictive controller (NMPC) applied to an offshore petroleum production facility is presented. The facility was simulated using Hysys dynamic simulation, and the used NMPC controller with phenomenological mathematical model was the BRNMPC. Some comparisons were conducted regarding the use of NMPC, linear MPC and traditional PID controllers. The results showed that for level control of the separator vessels, the MPC and NMPC have similar performance, but for pressure vessel control, the NMPC are superior because the system has more nonlinearities and many information were lost in the linearization process.

# Sumário

Índice de Figuras .....	ix
Índice de Tabelas .....	xii
Lista de Símbolos .....	xiii
Nomenclatura.....	xv
1. Introdução .....	1
2. Revisão Bibliográfica .....	7
3. Aplicação em sistema linear .....	13
3.1. Simulação Dinâmica de Processo .....	16
3.2. Validação da Simulação.....	16
3.3. Escolha das Variáveis E Modelos Lineares .....	21
3.4. Resultados .....	30
4. Aplicação em sistema Não linear .....	36
4.1. Modelo da planta de tratamento de óleo .....	39
4.2. Simulação da planta de tratamento de óleo.....	47
4.3. Sintonia dos controladores multivariáveis .....	50
4.4. Resultados .....	55
5. Conclusão e Sugestões .....	83
6. Referências .....	84
7. Anexo I (Modelo não linear) .....	89
8. Anexo II (Modelo linear).....	98



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Exemplo da aplicação do controle por bandas (Nível, Abertura da Válvula de Controle e Variação da sintonia) – dados reais obtidos de uma unidade em operação ....	3
Figura 2: Instrumentos e equipamentos envolvidos no controle antigolfada .....	4
Figura 3: Controle em cascata de pressão e vazão na entrada (adaptado Godhavn et al., 2005) .....	10
Figura 4: Estrutura utilizada para comunicação entre o Controlador MPC e o Hysys...	14
Figura 5: Fluxograma de processo da planta de gás combustível .....	15
Figura 6: Fluxograma do processo de tratamento de gás combustível em Hysys .....	17
Figura 7: Dados reais – Pressão na entrada da planta.....	18
Figura 8: Dados simulados – Pressão na entrada da planta .....	18
Figura 9: Dados reais – Pressão após a primeira quebra de pressão .....	19
Figura 10: Dados simulados – Pressão após a primeira quebra de pressão.....	19
Figura 11: Dados reais – Pressão após a segunda quebra de pressão.....	20
Figura 12: Dados simulados – Pressão após a segunda quebra de pressão .....	20
Figura 13: Relação entre o ponto de orvalho e a pressão (PIC-03).....	21
Figura 14: Relação entre o ponto de orvalho e a pressão (PIC-012).....	22
Figura 15: Relação entre o ponto de orvalho de HC e pressão na entrada da planta .....	23
Figura 16: Relação entre o ponto de orvalho de HC e temperatura na entrada da planta .....	23
Figura 17: Distúrbio aplicado na pressão de entrada da planta de gás combustível .....	24
Figura 18: Comparação entre o modelo identificado e os dados reais para a variável controlada y1 .....	25
Figura 19: Comparação entre o modelo identificado e os dados reais para a variável controlada y2 .....	25

Figura 20: Comparação entre o modelo com distúrbio identificado e os dados reais para a variável controlada y1 .....	27
Figura 21: Comparação entre o modelo com distúrbio identificado e os dados reais para a variável controlada y2.....	27
Figura 22: Resposta da variável y1 frente a uma mudança no set-point .....	29
Figura 23: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set point – PIC-03 .....	31
<i>Figura 24: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set-point – PIC-12 .....</i>	<i>33</i>
Figura 25: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set-point com distúrbio– PIC-03 .....	34
Figura 26: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set point com distúrbio– PIC-12.....	35
Figura 27: Típico arranjo poço – linha submarina – topside (adaptado de Yang et al., 2017).....	36
Figura 28: Comportamento cíclico do regime de golfadas (retirado de Bilotto et al., 2013).....	37
Figura 29: Fluxograma do processo de tratamento de óleo.....	39
Figura 30: Esquema do Separador de Alta Pressão .....	43
Figura 31: Esquema do Separador de Baixa Pressão e Tratador de Óleo. ....	46
Figura 32: Fluxograma da planta de tratamento de óleo no Hysys .....	48
Figura 33: Distúrbio na entrada causado por um regime de golfadas .....	49
Figura 34: Controle de nível de líquido do vaso HP para as duas sintonias do NMPC .	55
Figura 35: Controle do nível de líquido do vaso LP para as duas sintonias do NMPC .	56
Figura 36: Controle do nível de interface do vaso TO para as duas sintonias do NMPC .....	57
Figura 37: Controle da pressão do vaso HP para as duas sintonias do NMPC .....	58
Figura 38: Controle da pressão do vaso LP para as duas sintonias do NMPC.....	59

Figura 39: Perturbação na entrada (Le – vazão de líquido e Ge – vazão de gás).....	60
Figura 40: Controle do nível de líquido do vaso HP para o segundo distúrbio.....	61
Figura 41: Controle do nível de líquido do vaso LP para o segundo distúrbio .....	62
Figura 42: Controle do nível de líquido do vaso TO para o segundo distúrbio .....	63
Figura 43: Controle de pressão do vaso HP para o segundo distúrbio .....	64
Figura 44: Controle da pressão do vaso LP para o segundo distúrbio .....	65
Figura 45: Relação entre nível (h) e vazão de líquido na saída (Ls) do vaso HP.....	67
Figura 46: Relação entre pressão (P) e vazão de gás na saída (Gs) do vaso HP .....	67
Figura 47: Controle do nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID. ....	68
Figura 48: Controle do nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID .....	69
Figura 49: Controle do nível de interface do vaso TO realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID .....	70
Figura 50: Controle da pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID. ....	71
Figura 51: Controle da pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID .....	72
Figura 52: Controle de nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio. ....	73
Figura 53: Controle de nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio. ....	74
Figura 54: Controle de nível de líquido do vaso TO realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio. ....	75
Figura 55: Controle de pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio.....	76
Figura 56: Controle de pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio.....	77

Figura 57: Controle de nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point. ....	78
Figura 58: Controle de nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point. ....	79
Figura 59: Controle de nível de líquido do vaso TO realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point. ....	80
Figura 60: Controle de pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point. ....	81
Figura 61: Controle de pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point. ....	82

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Tempo de amostragem, horizontes de predição e controle .....	29
Tabela 2: Sintonia dos controladores PID .....	30
Tabela 3: Variáveis Controladas .....	41
Tabela 4: Variáveis Manipuladas .....	41
Tabela 5: Distúrbios .....	42
Tabela 6: Sintonia dos controladores PID .....	50
Tabela 7: Configuração dos controladores MPC e NMPC.....	52
Tabela 8: Parâmetros para a “Sintonia 1” .....	53
Tabela 9: Parâmetros para a “Sintonia 2” .....	54
Tabela 10: Restrições para as variáveis controladas .....	54

## LISTA DE SÍMBOLOS

- $C$  – Comprimento do separador HP [m]
- $C2$  – Comprimento do separador LP [m]
- $C3$  – Comprimento do separador TO [m]
- $Cv1$  – CV da válvula de controle LV01 [USGPM]
- $Cv2$  – CV da válvula de controle LV02 [USGPM]
- $Cvg$  – CV da válvula de controle PV01 [USGPM]
- $Cvg2$  – CV da válvula de controle PV02 [USGPM]
- $Cvw$  – CV da válvula de controle LV03
- $D$  – Diâmetro do separador HP [m]
- $D2$  – Diâmetro do separador LP [m]
- $D3$  – Diâmetro do separador TO [m]
- $F_\gamma$  – fator proporcional do calor específico
- $Ge$  – vazão de gás na entrada do separador HP [ $\text{Sm}^3/\text{h}$ ]
- $Ge2$  – vazão de gás na entrada do separador LP [ $\text{Sm}^3/\text{h}$ ]
- $h$  – altura de líquido no vaso separador HP [m]
- $h2$  – altura de líquido no vaso separador LP [m]
- $h3$  – altura da interface no vaso separador TO [m]
- $Le$  – vazão de líquido na entrada do separador HP [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]
- $Le2$  – vazão de líquido na entrada do separador LP [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]
- $Ls$  – vazão de líquido na saída do vaso separador HP [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]
- $MM$  – massa molar
- $Pb$  – pressão na descarga da bomba
- $Plj$  – pressão a jusante da LV01 [kPag]

$P_{lj2}$  – pressão a jusante da LV02 [kPag]

$P_{gj}$  – pressão a jusante da PV01 [kPag]

$P_{gj2}$  – pressão a jusante da PV02 [kPag]

$P_{wj}$  – pressão a jusante da LV03 [kPag]

$S_{LV01}$  – abertura da válvula LV01 [%]

$S_{LV02}$  – abertura da válvula LV02 [%]

$S_{LV03}$  – abertura da válvula LV03 [%]

$S_{PV01}$  – abertura da válvula PV01 [%]

$S_{PV02}$  – abertura da válvula PV02 [%]

$T$  – temperatura [K]

$V$  – volume [ $m^3$ ]

$V_t$  – Volume total do separador HP [ $m^3$ ]

$V_{cilindro}$  – volume do cilindro [ $m^3$ ]

$V_{calota}$  – volume da calota do vaso [ $m^3$ ]

$V_{t2}$  – Volume total do separador LP [ $m^3$ ]

$V_{t2}$  – Volume total do separador TO [ $m^3$ ]

$x_T$  – fator proporcional do diferencial de pressão de uma válvula de controle sem acessórios conectados sob fluxo obstruído

$We$  – vazão de água na entrada do separador TO [ $m^3/h$ ]

$z$  – fator de compressibilidade

$\rho$  – massa específica do líquido [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{\text{água}}$  – massa específica da água @15°C [ $kg/m^3$ ]

## NOMENCLATURA

*Upstream*: parte da cadeia produtiva que antecede o refino, abrangendo desta forma as atividades de exploração, desenvolvimento, produção e transporte para beneficiamento;

*Downstream*: refere-se às atividades de transporte e distribuição de produtos da indústria do petróleo, desde a refinaria até as empresas de distribuição;

*Offshore*: relacionado com a atividade (prospecção, perfuração e exploração) de empresas de exploração petrolífera que operam ao largo da costa;

API: *American Petroleum Institute*;

PID: Proporcional, integral e derivativo;

*Gas-lift*: método de elevação artificial de fluidos que consiste na injeção de uma quantidade de gás nos poços facilitando o deslocamento dos fluidos até a plataforma de produção;

*Set-point*: é o valor-alvo que um sistema de controle automático;

PDG: *Permanent Downhole Gauge*;

ANM: Árvore de Natal Molhada;

MPC: *Model Predictive Control*;

MV: variável manipulada;

CV: variável controlada;

Válvula *Choke*: válvula para quebrar a pressão do escoamento produzido;

OPC: *OLE for Process Control*;

NMPC: *Nonlinear Model Predictive Control*;

Válvula *anti-surge*: válvula ligada a um sistema de controle que tem por função proteger o compressor centrífugo através de recirculação;

Sistema *subsea*: sistema que compreende os equipamentos submarinos (ex. poço e linha de produção);

*Header*: duto principal de coleta dos poços produtores;

*Riser*: tubo que liga uma estrutura de produção *offshore* à um sistema submarino;

BSW: *Basic Sediment and Water*;

Hysys: simulador de processos da Aspentech;

*Topside*: parte da estrutura de produção de petróleo que se encontra acima do nível do mar;



# 1. INTRODUÇÃO

O petróleo é responsável por mais de 40% da demanda energética do mundo, só os Estados Unidos são responsáveis pelo consumo de 7,5 bilhões de barris por ano, enquanto que a estimativa mundial é de 33 bilhões de barris por ano (Viswanathan, 2017).

O petróleo é uma combinação de gases, líquidos e sólidos, porém usualmente considera-se como uma mistura de hidrocarbonetos (gás e líquido), água e contaminantes inorgânicos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , sedimentos, etc.).

A indústria do petróleo pode ser dividida em dois grupos: *upstream* (exploração e produção) e *downstream* (refino e distribuição). O *upstream* é responsável pelo processamento primário do petróleo, enquanto que o *downstream* basicamente transforma o gás e o óleo em combustíveis e matéria-prima para as indústrias.

O processamento primário tipicamente consiste em tratamento do líquido e gás. O objetivo é separar o petróleo em hidrocarbonetos leves (gás natural), hidrocarbonetos líquidos (óleo) e remover outros componentes, como água, sedimentos,  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{CO}_2$  (Foss, 2012).

No Brasil, a produção de petróleo está majoritariamente no mar (*offshore*) sendo realizadas em plataformas. O sistema convencional do processamento primário realizado nas plataformas é composto de um grupo de separadores gravitacionais conectados em série, iniciando por um vaso onde ocorre a separação gás-líquido (bifásico) ou gás-óleo-água (trifásico). Além da separação multifásica, o vaso também atua como barreira para as perturbações, causadas principalmente pelo fluxo intermitente de líquido e gás vindo dos poços produtores.

Diante das instabilidades provocadas pelo fluxo intermitente, o projeto de um controlador estável é um desafio, principalmente para este ramo da indústria, onde tradicionalmente utilizam controladores PID (proporcional, integral e derivativo) autônomos para cada uma das malhas e, portanto, as interações entre variáveis controladas não são levadas em consideração na ação dos controladores individuais (Albertos e Salas, 2004).

De forma a obter um controle com melhor desempenho é necessário aplicar técnicas de controle avançado. Segundo a API (*American Petroleum Institute*), controle avançado

é definido como qualquer estratégia de controle que possua funções que vão além das associadas ao controle regulatório.

Apesar do uso de técnicas de controle avançado ser uma realidade em diversas áreas da indústria, como refinarias, plantas de processamento de gás e petroquímicas, ainda não são amplamente utilizadas nas unidades de produção *offshore* (Campos *et al.*, 2013).

A Petrobras é a maior operadora de petróleo no Brasil, sendo responsável pela produção de cerca de 2 milhões de barris por dia e investe continuamente em pesquisa e desenvolvimento para superar os diversos desafios para maximizar sua rentabilidade em um ambiente dinâmico e incerto, lidando com uma variedade de restrições. Na camada de controle avançado de plataformas de produção de petróleo, a Petrobras não destoa das demais operadoras e também não possui tradição no uso de controladores preditivos multivariável, porém faz uso de outros algoritmos que também são considerados controle avançado. Dentre eles podemos citar, o controle por bandas, controle antigolfadas e a otimização de *gas-lift*.

O controle por bandas consiste no operador definir uma banda ou faixa, de modo que o nível possa oscilar em torno do *set-point* e alterar a sintonia do controlador PID a depender da violação ou não desta faixa pré-definida (Campos *et al.*, 2013). Na Figura 1 observa-se a aplicação do controle por bandas em unidade *offshore*, onde o nível está controlado dentro de uma banda, resultando em baixa variabilidade na abertura da válvula de controle, com alteração da sintonia.

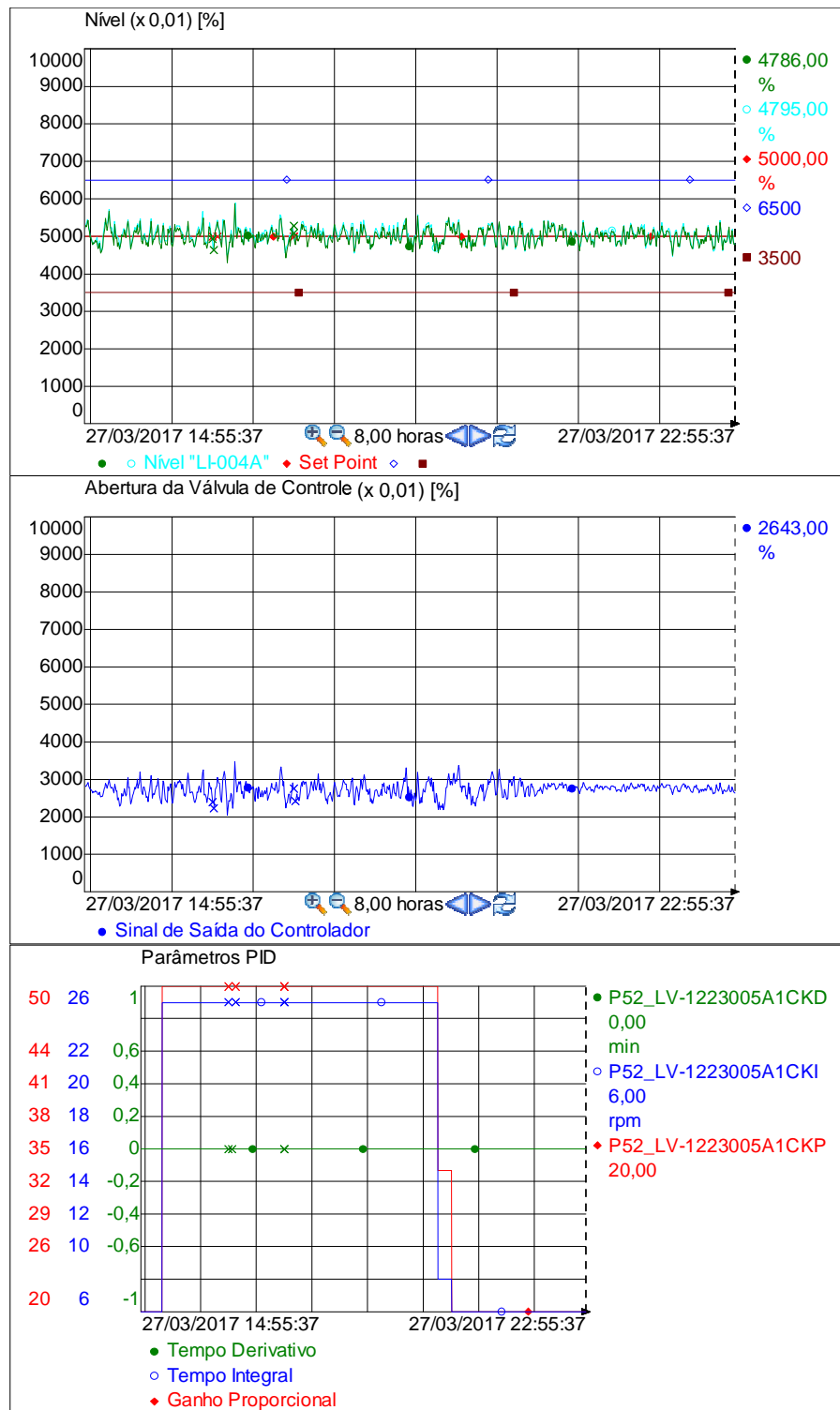


Figura 1: Exemplo da aplicação do controle por bandas (Nível, Abertura da Válvula de Controle e Variação da sintonia) – dados reais obtidos de uma unidade em operação

Já o controle antigolfadas (Campos *et al.*, 2015) basicamente monitora o poço em três pontos diferentes, PDG (*Permanent Downhole Gauge* – medição de pressão e temperatura no fundo do poço), pressão a montante da válvula *choke* e a pressão a jusante.

Nesses três pontos existem três PID's com seletor de menor, de modo que o controlador com a menor saída irá comandar a válvula *choke*. O algoritmo visa manter a válvula *choke* na abertura máxima o maior tempo possível e irá restringi-la apenas se o valor da pressão em algum dos três pontos ultrapassar o *set-point* definido na aplicação. Somente o PID de pressão a jusante leva a válvula *choke* para a posição mínima, o PID do PDG leva para uma posição 50% da faixa acima da mínima e o PID de montante para uma posição 30% da faixa acima da mínima. Em outras palavras, a ação sobre o controlador na posição mais crítica é sempre mais restritiva. Os *set-points* dos PIDs são definidos de forma que se arbitra uma pressão máxima aceitável para o ponto de aferição (PDG, montante e jusante), enquanto essa pressão está abaixo do aceitável a válvula *choke* fica na posição de máxima abertura. A Figura 2 apresenta o esquema do controle antigolfada, com representação do PDG, ANM (Árvore de Natal Molhada) e ZIC (controle de posição da válvula *choke*).

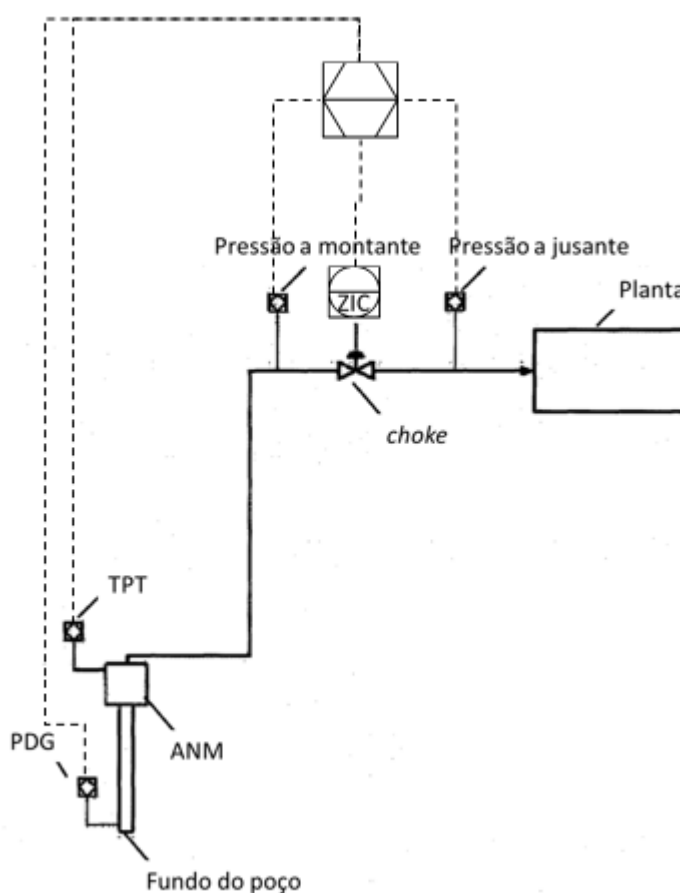


Figura 2: Instrumentos e equipamentos envolvidos no controle antigolfada

O sistema de otimização de *gas-lift* monitora a pressão de fundo dos poços, TPT (medidor de pressão e temperatura na ANM) ou PDG, e procura otimizar a vazão do gás dentro de uma faixa definida como ótima e não mais um valor único como se faz usualmente. O sistema busca otimizar a produção pela redução da pressão de fundo, aumentado ou diminuindo o *set-point* de vazão do *gas lift* dos poços (Teixeira, 2013).

Com o uso e aumento da complexidade das técnicas de controle avançado utilizadas nos processos das plataformas de produção *offshore*, espera-se como o próximo passo o uso do controle preditivo multivariável (MPC – *Model Predictive Control*).

MPC refere-se a uma classe de algoritmos de controle onde o conceito básico é prever o comportamento do processo através do uso de modelos dinâmicos e assim determinar a melhor atuação futura das variáveis manipuladas.

O controle MPC possui como ponto chave a habilidade de lidar com vários graus de liberdade que podem surgir quando existem mais ou menos entradas (variáveis manipuladas, MV) que saídas (variáveis controladas, CV) ou quando restrições para variáveis controladas e manipuladas são impostas.

Muitos dos estudos e de aplicações de MPC para unidade de produção *offshore* está concentrada no controle de golfadas sob o ponto de vista da mitigação do problema através da manipulação da válvula *choke* a partir de informações obtidas dos sensores *subsea*. Entretanto, em muitas unidades de produção *offshore* este tipo de configuração não é possível de ser implementada devido à válvula *choke* não ter sido projetada para ser constantemente acionada. É comum o uso de válvulas sem atuadores (*choke* manual) ou ainda a utilização de acionadores eletro-hidráulicos que apresentam baixa confiabilidade. Outro ponto a se destacar é a resistência das equipes de operação na utilização destas válvulas pois no caso de falha podem causar grandes perdas de produção. Vale destacar que na maioria das instalações, estas válvulas estão localizadas em um ponto de processo que apenas permite mudança e intervenção em parada total despressurizada da produção.

Logo, a motivação deste trabalho está na busca por uma solução alternativa que vise à estabilização do processo sem a utilização da válvula *choke*, através da aplicação de um controle preditivo atuando no lugar dos PID's tradicionalmente utilizados. Como os separadores gravitacionais são os primeiros vasos do processamento *topside*, estes têm como função “filtrar” as perturbações vindas dos poços produtores. Desta forma, através

do controle de nível e pressão é possível preparar a unidade para produção em regime de golfadas.

O objetivo deste trabalho é aplicar um controle preditivo multivariável não linear para otimização e controle de unidade de produção de óleo e gás.

Este trabalho está organizado da seguinte forma:

No primeiro capítulo foi realizada uma introdução sobre a produção de petróleo e forma tradicional de controle de processo, bem como os recentes avanços desenvolvidos na Petrobras e os novos passos a serem realizados que consiste no desenvolvimento de uma aplicação de controle multivariável.

O segundo capítulo apresenta uma revisão bibliográfica abordando a aplicação de controle avançado em plataformas *offshore*, além da apresentação do controlador a ser utilizado neste trabalho.

No Capítulo 3 é feita uma abordagem tradicional da aplicação de MPC. No qual é apresentado a identificação de um sistema linear e os testes iniciais de controle de processo, utilizando a estrutura proposta de comunicação OPC entre o simulador de processo e o controlador.

O principal objetivo deste trabalho é apresentado no Capítulo 4, com a aplicação do controlador NMPC (*Nonlinear Model Predictive Control*) através do uso de modelo físico não linear. Cenários com diferentes perturbações na entrada foram realizados, bem como uma comparação do desempenho dos controladores PID, MPC e NMPC.

O Capítulo 5 faz as considerações finais através das conclusões e sugestão para trabalhos futuros.

Nos Anexos I e II estão os desenvolvimentos dos modelos realizados.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Desde os primeiros estudos em 1970, quando era baseado em algoritmos heurísticos, o controle preditivo multivariável (MPC) vem se desenvolvendo para uma aplicação industrial cercada de teoria e conteúdo prático (Xi, *et al.*, 2013).

O algoritmo MPC controla simultaneamente diversas variáveis de uma unidade de processo, atuando também de forma simultânea sobre um conjunto de variáveis manipuladas. As principais características deste algoritmo são (Campos *et al.*, 2013):

- Possuir um modelo matemático dinâmico e multivariável;
- Controlar diversas variáveis simultaneamente tentando mantê-las em uma faixa ou levá-las a um ponto desejado de operação, com a possibilidade de incluir restrições nas variáveis manipuladas e controladas;
- Conduzir a planta a um ponto ótimo de operação obtido por uma camada de otimização em tempo real, que utiliza um modelo econômico de processo.

O escopo técnico de uma aplicação MPC é definido pela forma do modelo utilizada. Existe uma grande variedade de modelos lineares e não lineares usados pelos algoritmos industriais. Historicamente, para a aplicação do MPC, a indústria costuma optar por modelos lineares, no domínio do tempo, do tipo entrada-saída, e nas formas, de resposta ao degrau ou ao impulso (Rawlings, 2000). Por essa razão a maior parte dos produtos MPC disponíveis no mercado atualmente são baseados nestes tipos de modelos (Qin e Badgwell, 2003; Qin e Badgwell, 2000).

Contudo, são poucos os trabalhos encontrados na literatura cujo tema seja a aplicação de estratégias de MPC ou NMPC para unidades de produção de petróleo *offshore* quando comparado com a indústria química. Além disso, existe resistências das empresas petrolíferas na implementação de controle avançado nas plataformas, principalmente pela noção de que não se obtém muito ganho financeiro com o uso destas estratégias, geralmente relacionado a ausência de metodologia para definição dos ganhos obtidos (Laing *et al.*, 2001).

Na área de produção *offshore*, destacam-se trabalhos com o foco em melhorias nos modelos de previsão de reservatório (Awasthi *et al.*, 2008), garantia de escoamento (Godhavn, *et al.*, 2005) e otimização da produção (Willersrud *et al.*, 2013).

O trabalho de Willersrud *et al* (2013) apresenta a utilização de dois métodos para otimização da produção, o primeiro método utiliza o conceito de *set-points* inalcançáveis e o segundo faz uso da ideia de restrições flexíveis inalcançáveis. O modelo matemático foi implementado no *software* Modelica e o foco principal foi o aumento de produção através da manipulação das válvulas *choke* de produção, porém os autores não abordaram o restante da unidade, como o controle de nível dos vasos, sistema de compressão e *gas-lift*. Isso se deve ao fato de considerar que a capacidade da unidade está limitada à produção de gás, ou seja, a pressão na entrada do separador de produção é uma restrição ativa na produção ótima. A principal conclusão do trabalho é a viabilidade do uso de estratégias NMPC para a maximização da produção e controle de pressão de chegada dos poços. Entretanto, a sintonia do controlador mostra-se uma etapa trabalhosa e sensível quando se deseja respostas suaves no sistema.

Budinis e Thornhill (2015) avaliaram a aplicação de um controlador MPC para o controle dos compressores centrífugos visando o aumento na recuperação de óleo. A proposta foi o controle integrado do *surge* e pressão dos compressores com o objetivo de reduzir a vazão de gás recirculado através das válvulas *anti-surge*. O controle PID tradicional, atua de forma independente no controle de pressão e *surge*. Entretanto, ambos apresentam grande interação o que pode levar o sistema a direções opostas ao desejado. O controlador MPC utilizado faz uso de modelos obtidos através da linearização do modelo da planta. Os resultados apresentados mostram que a estratégia utilizada foi capaz de garantir um controle estável, sendo capaz de rejeitar distúrbios. Em alguns cenários, a comparação com o PID foi realizada, mostrando que sem um controle multivariável, em certos distúrbios não é possível manter a pressão no *set-point* desejado evitando-se o *surge* sem que o reciclo seja aberto.

Ribeiro (2012) investigou o potencial do controle preditivo multivariável em uma unidade de produção *offshore* desde o poço à planta de processamento. A unidade de produção foi simulada em EMSO, onde o sistema *subsea* (poço e linha de produção) faz uso de modelos simplificados amplamente utilizados na indústria de petróleo *offshore* (Diehl *et al.*, 2017) e a planta de processamento através de modelo fenomenológico dos vasos separadores. O nível dos vasos é obtido através de balanço de massa e a pressão através de uma simplificação onde se admite que devido à dinâmica rápida pode se considerar estado quase-estacionário (derivada nula). O controlador MPC utilizado foi o do *toolbox* do Matlab e o modelo do controlador foi obtido através da identificação de



modelos lineares representativos do comportamento aproximado da planta a ser controlada. O teste para identificação foi uma sequência de pulsos nas variáveis manipuladas. A conclusão do trabalho é que o controlador preditivo multivariável mostra-se uma ferramenta útil para a operação de plataformas de produção de petróleo. Uma limitação apontada pelo autor do controlador preditivo utilizando modelos lineares é que ele não pode ser utilizado em todo o intervalo de *gas lift* e, portanto, não pode ser utilizado como um otimizador global da vazão de produção de óleo. Para resolver esse problema, o autor recomenda utilizar MPC com multi-modelos ou com modelo interno não linear para se adequar ao comportamento não linear da curva de desempenho do poço (ganho de produção em relação ao aumento no *gas lift* é não-linear).

Godhavn *et al.* (2005) utilizou estratégias de controle avançado em plataformas de produção da Statoil em duas frentes: redução de golfadas e controle de golfadas. A redução de golfadas é obtida através do controle direto na válvula *choke* e um controle em cascata na vazão e pressão na entrada do *header*, ilustrado na Figura 3. A redução da pressão na base do *riser* traz como benefício o aumento da produção, entretanto em diversos casos está atrelada também a instabilidade no fluxo, resultando em golfadas. Dessa forma, o objetivo do projeto do controle avançado foi reduzir a pressão até o limite onde as golfadas começam a ocorrer. Já o controle de golfadas é realizado por um controle avançado de nível no vaso separador utilizando um MPC para manipular o *set-point* de nível, preparando a planta para uma variação brusca nas vazões de líquido e gás, através da alteração dos *set-points* de nível de água e de óleo nos separadores.

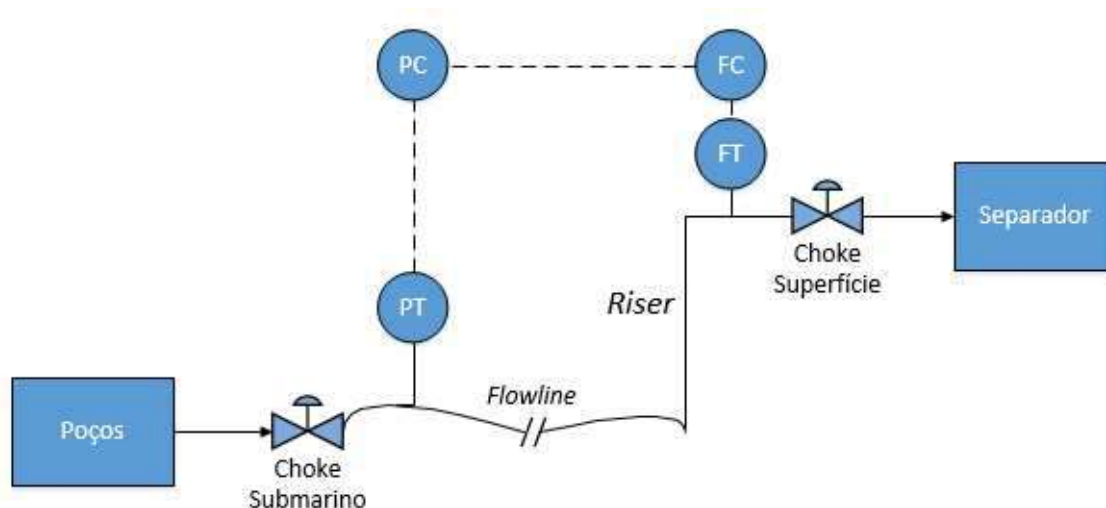


Figura 3: Controle em cascata de pressão e vazão na entrada (adaptado Godhavn et al., 2005)

O controle MPC implementado foi desenvolvido na Statoil e é conhecido como SEPTIC (*Statoil Estimation and Prediction Tool for Identification and Control*), que pode trabalhar com dois tipos de modelo: resposta ao degrau ou através de modelos não lineares. No caso da aplicação no trabalho de Godhvan et al. (2005), o modelo utilizado foi obtido através de resposta ao degrau. Os resultados mostraram que após a aplicação da estratégia, houve um aumento na produção de cerca de 3%. Outro ponto de destaque neste trabalho é o relato da necessidade da participação dos operadores no bom funcionamento das estratégias de controle e para isso treinamentos foram conduzidos antes e depois da implementação.

Perez et. al (2015) apresentam uma proposta para otimização da operação de um tratador eletrostático do tipo *dual frequency* a partir de dados obtidos nos campos de petróleo de Rubiales e Quifa na Colômbia. O MPC atua nos *set-points* de temperatura na saída do aquecedor de óleo, de vazão de entrada e saída e de voltagem do transformador, com o objetivo de maximizar a produção atendendo os critérios de especificação do óleo com BSW (*Basic Sediment and Water* – na prática, teor de água na corrente de óleo) menor que 1,0%. O modelo utilizado no controlador MPC é empírico, obtido com o auxílio da ferramenta de identificação de modelos do Matlab (*System Identification Toolbox*) que após identificação foi linearizado e discretizado. Os resultados publicados apresentam coerência entre o modelo identificado e os dados reais, assim como potencial benefício no aumento da produção, entretanto carece de resultados práticos. Um dos

benefícios citados é a da redução do uso de desemulsificante aplicado na corrente de entrada devido ao melhor controle da temperatura de separação. Entretanto, pela ausência de resultados práticos, é difícil concluir sobre a aplicabilidade desta estratégia, uma vez que o efeito da dosagem de desemulsificante na corrente de entrada é complexo, pois os fabricantes do produto químico detêm a informação sobre a fórmula e mecanismo de atuação, ou seja, criar um modelo que contemple a injeção deste produto seria uma tarefa de extrema complexidade. Além disso, durante a vida útil das unidades de produção, é comum a troca de fornecedores e de produto, comprometendo a validade do modelo para diferentes situações.

Na Universidade Federal do Rio de Janeiro destacam-se alguns trabalhos de conclusão de curso com o foco na estabilização da produção de plataformas *offshore*. No trabalho de Abunahman (2011) foram desenvolvidos e implementados no simulador EMSO modelos fenomenológicos para o separador trifásico, além de avaliar controladores PIDs para o controle dos níveis e pressão do separador. Nos trabalhos de Santos (2012) e, Cota e Reis (2012) foram avaliados controladores MPC em uma unidade de produção *offshore* de óleo e gás simulada em EMSO. Comum a esses trabalhos está a aplicação tradicional do MPC, onde o modelo utilizado no controlador é obtido através da identificação de sistemas (reposta ao degrau ou resposta ao impulso), o que para os sistemas lineares, como o nível dos vasos separadores, os resultados são bastante promissores, entretanto ao se aplicar em sistemas não lineares o modelo passa a não ser representativo. Além disso, vale lembrar que em todos os casos de aplicação do MPC parte-se de um estado estacionário para identificação do sistema, estado este que não é encontrado na prática, haja vista que o fluxo proveniente dos poços está constantemente no estado transiente. Também comum a estes trabalhos está a sugestão de uso de controladores NMPC devido às não linearidades inerentes ao processo.

Neste trabalho, diferentemente das aplicações citadas, ao invés de utilizar modelos identificados, como resposta ao degrau, far-se-á uso de modelo fenomenológico não linear, utilizando o controlador NMPC conhecido como BRNMPC, para controle avançado do *topside*, ou seja, na planta de processamento primário de petróleo.

O BRNMPC é uma ferramenta de controle avançado da Petrobras desenvolvido em parceria com a Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS) e a empresa

TriSolutions. Trata-se de um controlador preditivo multivariável, cuja função objetivo está descrita na Eq. 1:

$$J = \min_{\delta u, s} \left( \begin{array}{cc} \text{erro da CV} & \text{Movimento da MV} \\ \sum_{i=1}^P (\gamma_i \cdot (y_i - y_{set_i}))^2 + \sum_{i=1}^M (\lambda_i \cdot \Delta u_i)^2 + \\ \sum_{i=1}^M (\psi_i \cdot (u_i^B - target_i))^2 + \sum_{i=1}^P (\phi_i |s_i|)^2 & \\ \text{erro da MV} & \text{Restrições ponderáveis} \end{array} \right)$$

Eq. 1

Na Eq. 1, quatro termos estão em destaque. O primeiro quantifica o erro da predição frente ao *set-point*, já o segundo pondera as variações das ações das variáveis manipuladas, o terceiro termo avalia o desvio da variável manipulada em relação à um *target* determinado e o quarto termo pondera a violação das restrições das variáveis controladas.

Os parâmetros de ponderação desses termos,  $\gamma_i$ ,  $\lambda_i$ ,  $\psi_i$  e  $\phi_i$  precisam ser ajustados de forma a obter um desempenho satisfatório do controlador.

A solução do problema de otimização é obtida através do método de linearização sobre a trajetória – LLT (Duraiski, 2001) e as equações diferenciais são resolvidas através do DASSLC (*Differential-Algebraic System Solver in C* – Secchi, 2007).

A metodologia *Local Linearization on the Trajectory* – LLT consiste na minimização da função objetivo utilizando um modelo não linear através de sucessivas linearizações.

O algoritmo inicia com uma integração do sistema não linear, a partir dos valores iniciais estabelecidos (ou medidos) em conjunto com os estados de forma a gerar uma trajetória de referência. A partir destas informações, os primeiros modelos linearizados são obtidos. Com isso as primeiras ações de controle são obtidas pela minimização da função objetivo e com isso uma nova trajetória é gerada bem como novos modelos linearizados. Estas iterações são repetidas até que a trajetória de referência se aproxime

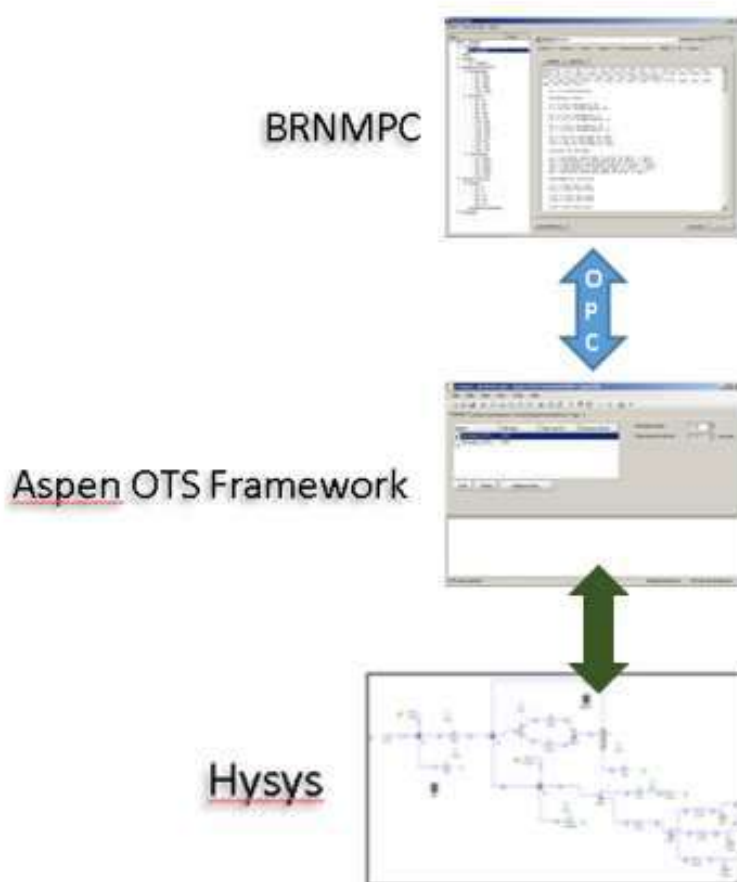
da trajetória gerada pelos modelos linearizados. Os passos do algoritmo são listados a seguir:

1. A partir de uma sequência arbitrária de ações de controle e das condições atuais (valores medidos ou estimados), é possível simular o modelo não linear que é usado para gerar a sequência de modelos lineares através de sucessivas linearizações na trajetória gerada;
2. Com a sequência de modelos linearizados na trajetória uma nova trajetória de ações de controle é determinada resolvendo o problema de otimização;
3. Esta sequência de ações de controle é aplicada na simulação com resposta em malha aberta do modelo interno não linear;
4. Baseado na nova trajetória, é possível determinar um novo conjunto de modelos lineares, da mesma forma que foi realizado no passo 1. Então, este novo conjunto de modelos é usado para a próxima iteração;
5. Os passos 2, 3 e 4 são repetidos nesta ordem até que o algoritmo convirja, ou seja, quando as duas últimas trajetórias não forem muito diferentes entre si.

### **3. APLICAÇÃO EM SISTEMA LINEAR**

Este estudo de caso simplificado tem como objetivo avaliar a aplicação na forma tradicional utilizada usualmente na indústria, que consiste na identificação do sistema através de técnicas convencionais, como por exemplo, obter um modelo linear em espaço de estados e posteriormente implementá-lo em um controlador MPC.

Além disso, este primeiro exemplo visa avaliar a estrutura de comunicação entre os *softwares* utilizados neste trabalho, desenvolvidos para aplicações industriais, dominar a linguagem de programação utilizada pelo BRNMPC para inserção do modelo e avaliar a capacidade computacional desses *softwares*. A Figura 4 apresenta a estrutura utilizada, na qual o Aspen OTS Framework<sup>®</sup> atua como interface de comunicação, usando o protocolo OPC (*OLE for Process Control*), entre o controlador BRNMPC e planta virtual simulada em Hysys<sup>®</sup>.



*Figura 4: Estrutura utilizada para comunicação entre o Controlador MPC e o Hysys*

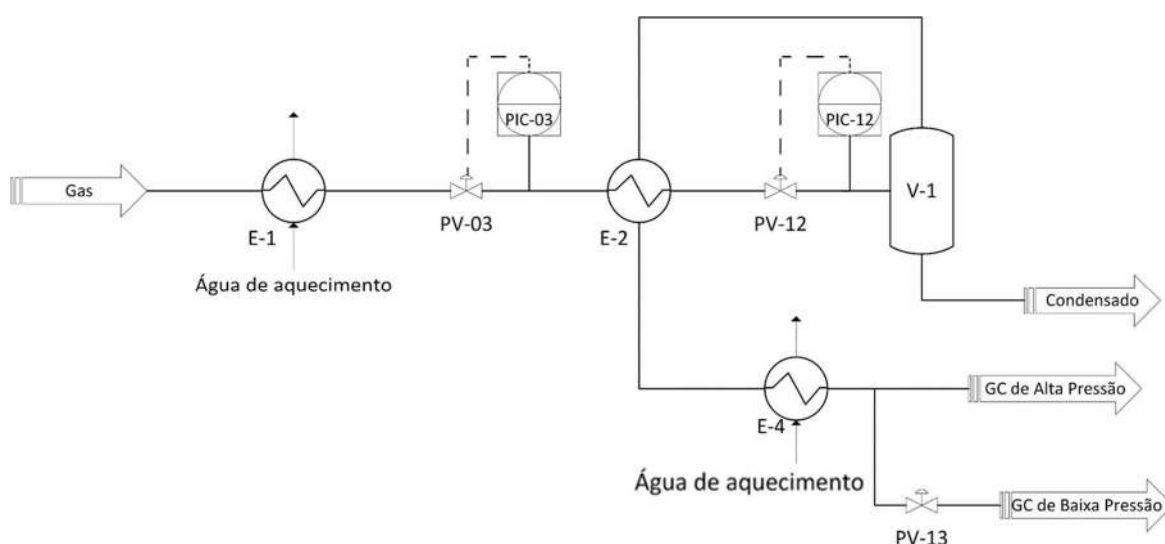
Para este caso, o sistema escolhido foi o de tratamento de gás combustível, devido a sua estabilidade, pois se trata de um sistema que pouco sofre com perturbações oriundas de outros processos da plataforma.

A principal função do tratamento de gás combustível é especificar o gás natural de acordo com as especificações requeridas pelos equipamentos consumidores, para utilização como combustível nos campos de produção.

O processo de especificação do ponto de orvalho consiste na condensação da fração mais pesada do gás, pelo resfriamento devido à expansão em uma válvula redutora de pressão.

O gás comprimido, normalmente fornecido a partir do *header* de exportação da plataforma (pressão de 180 barg e temperatura de 40°C) é aquecido com água quente em

trocador casco e tubos até cerca de 50 °C e posteriormente é expandido através da válvula de controle para pressões em torno de 90 barg. O aquecimento é necessário para manter a temperatura do gás acima do limite de fragilização do metal dos tubos, já que as sucessivas quebras de pressão resultarão em baixa temperatura pelo efeito Joule-Thompson. Em seguida, o gás segue para o permutador conhecido como gás-gás, onde é resfriado e na sequência sofre a segunda quebra de pressão atingido cerca de 40 barg. A jusante desta segunda quebra de pressão está um vaso separador responsável pela coleta do condensado formado. A Figura 5 apresenta o fluxograma de processos da planta de gás combustível.



*Figura 5: Fluxograma de processo da planta de gás combustível*

O sistema de gás combustível é projetado para atender o consumidor mais rigoroso em termos de rigidez de especificação, sendo que, normalmente, as turbinas são os consumidores de gás combustível que requerem a especificação mais rigorosa.

A especificação adotada para o gás combustível atende aos seguintes critérios:

- Índice de Wobbe:  $20 < [\text{poder calorífico inferior} / (\text{densidade})^{1/2}] < 45$  ;
- Pressão ( $39 \text{ barg} < P < 43 \text{ barg}$ );
- Temperatura ( $T < 149 \text{ °C}$ );
- Ponto de orvalho de hidrocarboneto: 28 °C acima do ponto de orvalho;
- Teor de enxofre: máximo de 1,3%.

Observando a Figura 5 nota-se que os controladores de pressão são os principais responsáveis pela qualidade do gás tratado, através das quebras de pressões executadas pelas válvulas de controle PV-03 (1ª quebra) e PV-12 (2ª quebra). Por essa razão, as variáveis controladas escolhidas foram as pressões e as variáveis manipuladas os *set-points* dos controladores PID (PIC-03 e PIC-12).

### **3.1. SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PROCESSO**

Através do uso do *software* Hysys, foi simulado o processo de tratamento de gás combustível de uma unidade de produção *offshore* em modo dinâmico. As sintonias dos controladores utilizadas são semelhantes às de uma planta real e foram obtidas através de tentativa e erro até que a resposta da simulação estivesse igual à resposta observada no processo real.

A Figura 6 ilustra o fluxograma do processo construído no *software* Hysys, para servir de planta simulada na avaliação do controlador MPC.

### **3.2. VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO**

Dados reais de uma unidade produtora foram obtidos através do sistema PI de aquisição de dados. Estes dados foram usados para comparar a resposta da planta real com a planta simulada, Figura 9 e Figura 12 para variações semelhantes de pressão na entrada (Figura 7 e Figura 8). Destaca-se que as dimensões dos equipamentos, sintonias dos controladores e vazões utilizadas foram obtidas de uma planta em operação.



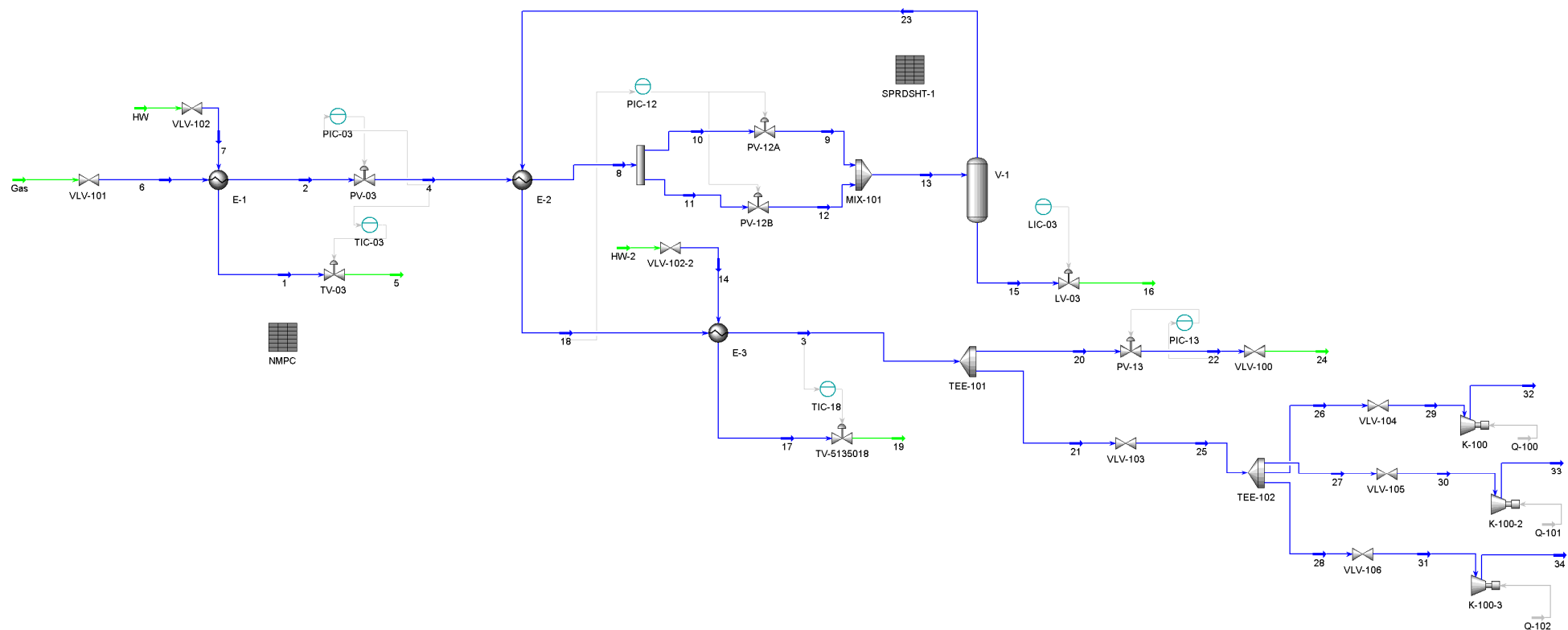
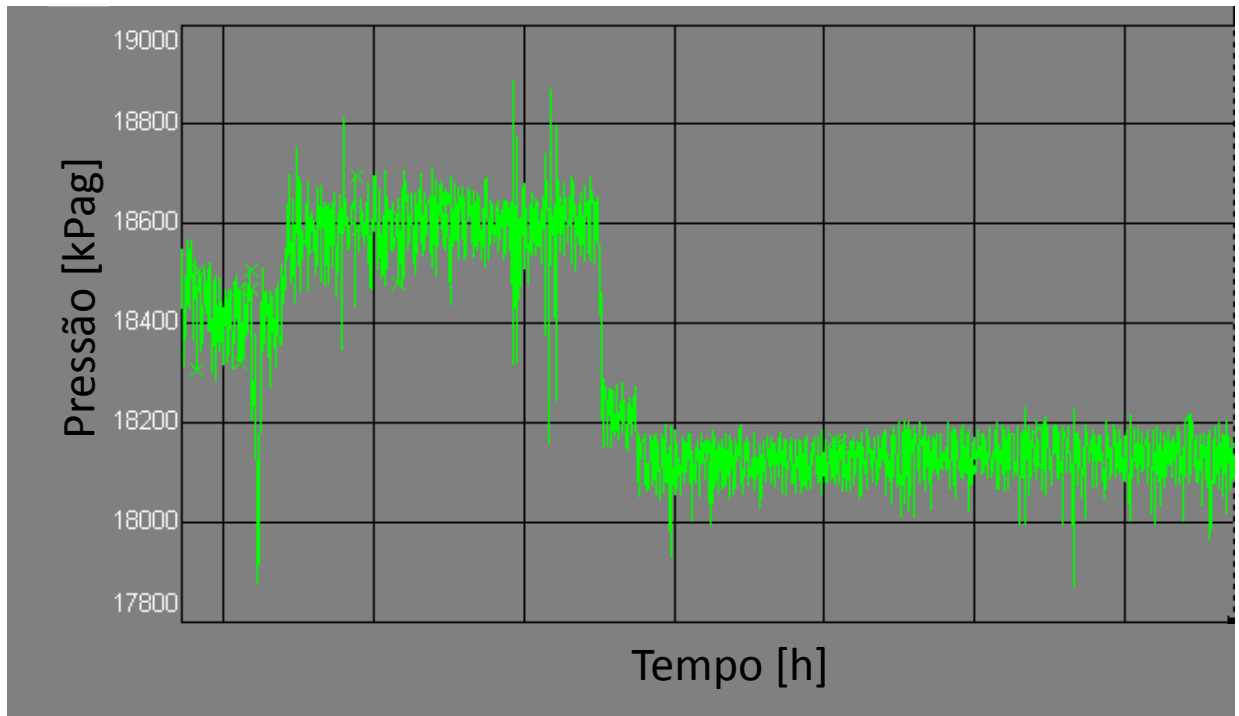
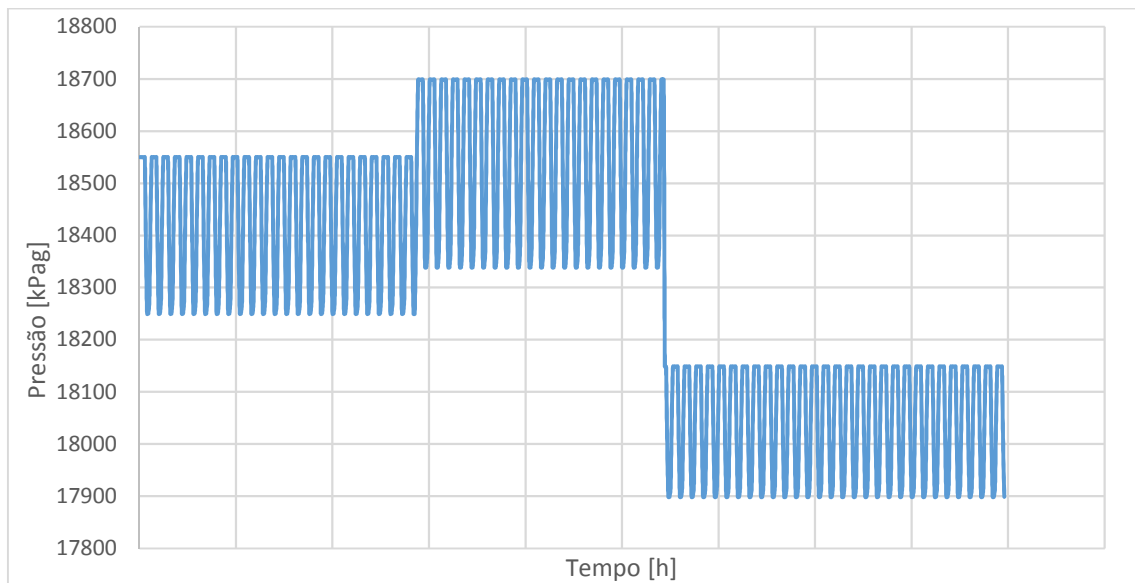


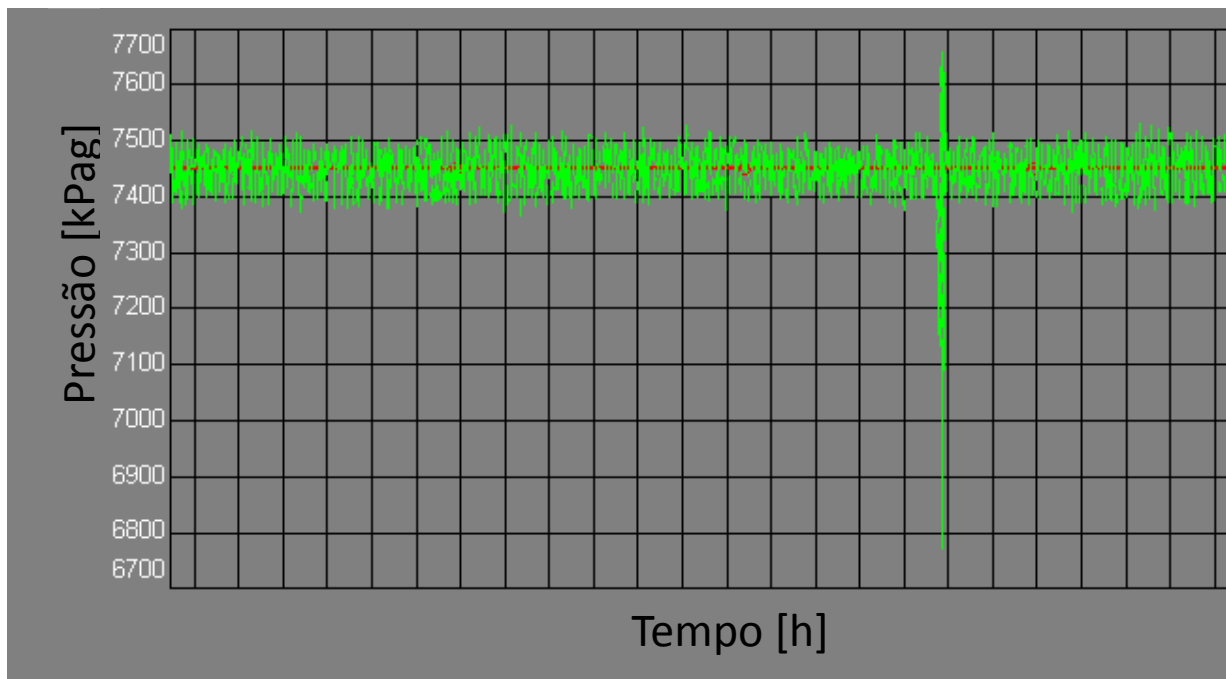
Figura 6: Fluxograma do processo de tratamento de gás combustível em Hysys



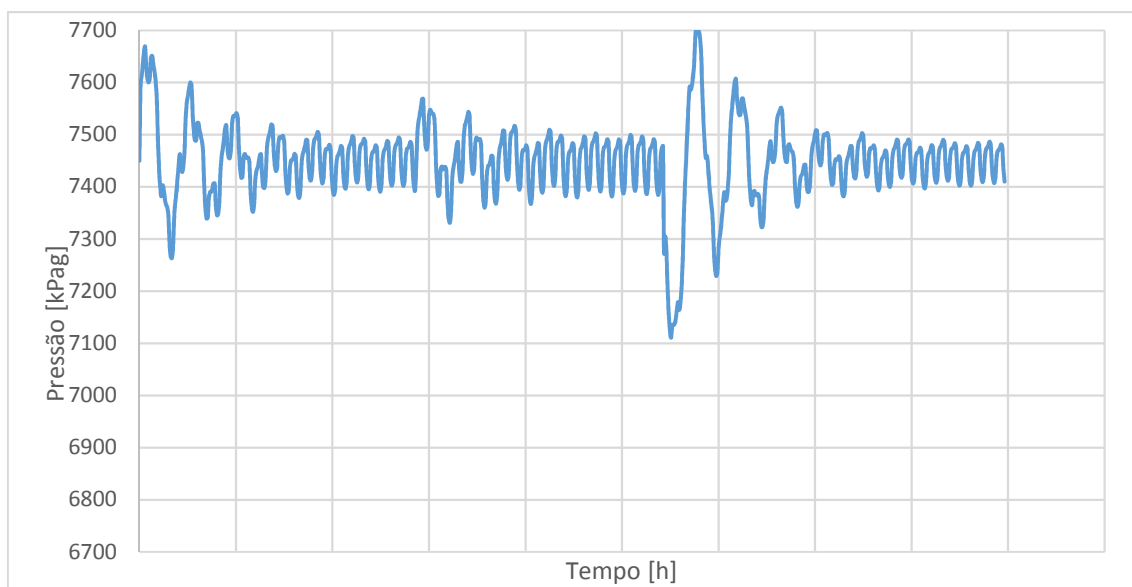
*Figura 7: Dados reais – Pressão na entrada da planta*



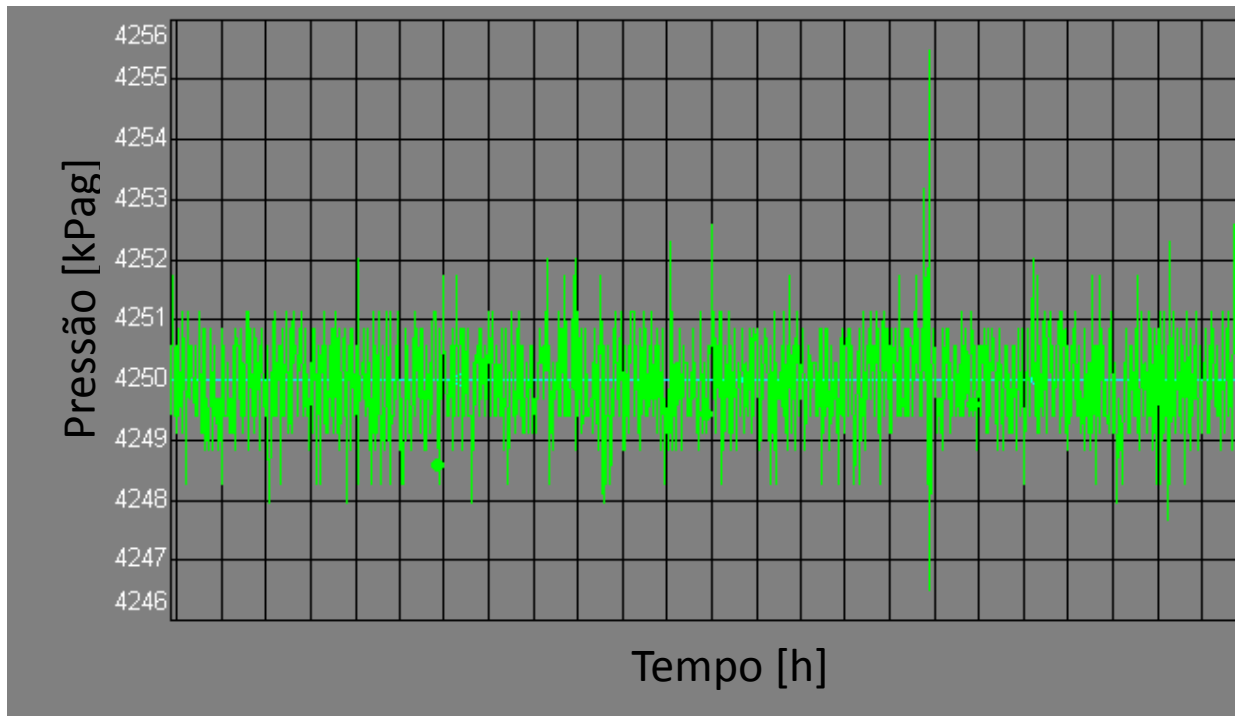
*Figura 8: Dados simulados – Pressão na entrada da planta*



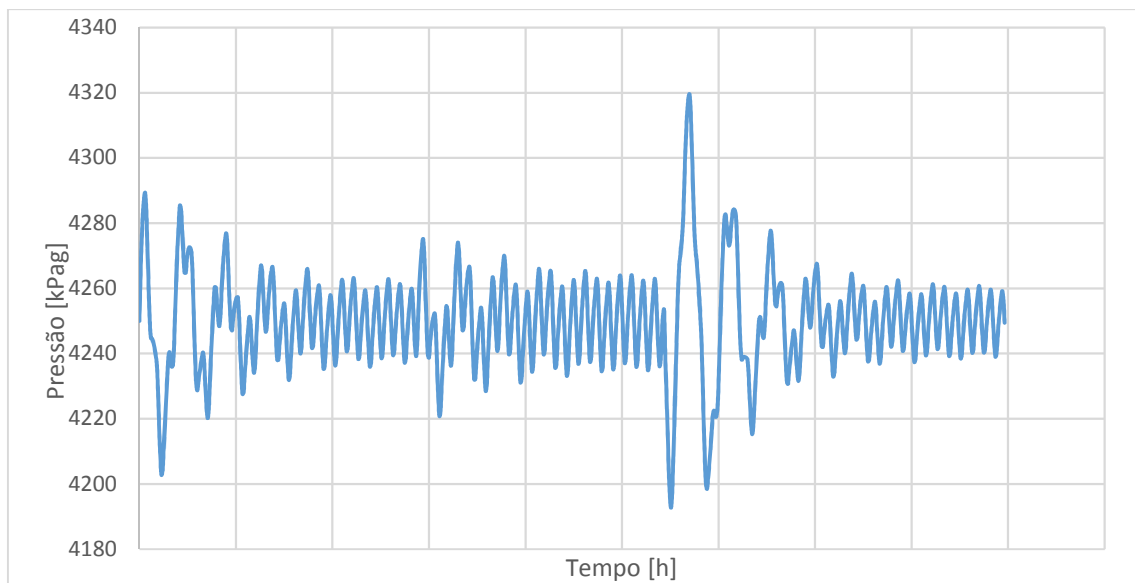
*Figura 9: Dados reais – Pressão após a primeira quebra de pressão*



*Figura 10: Dados simulados – Pressão após a primeira quebra de pressão*



*Figura 11: Dados reais – Pressão após a segunda quebra de pressão*

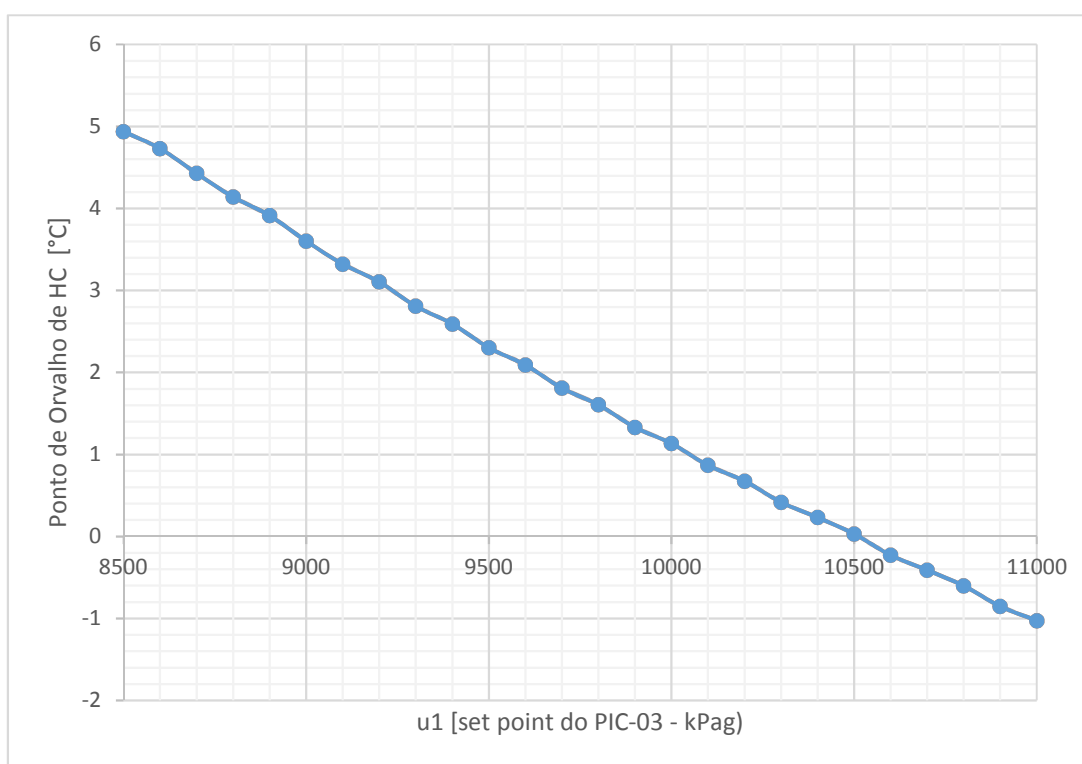


*Figura 12: Dados simulados – Pressão após a segunda quebra de pressão*

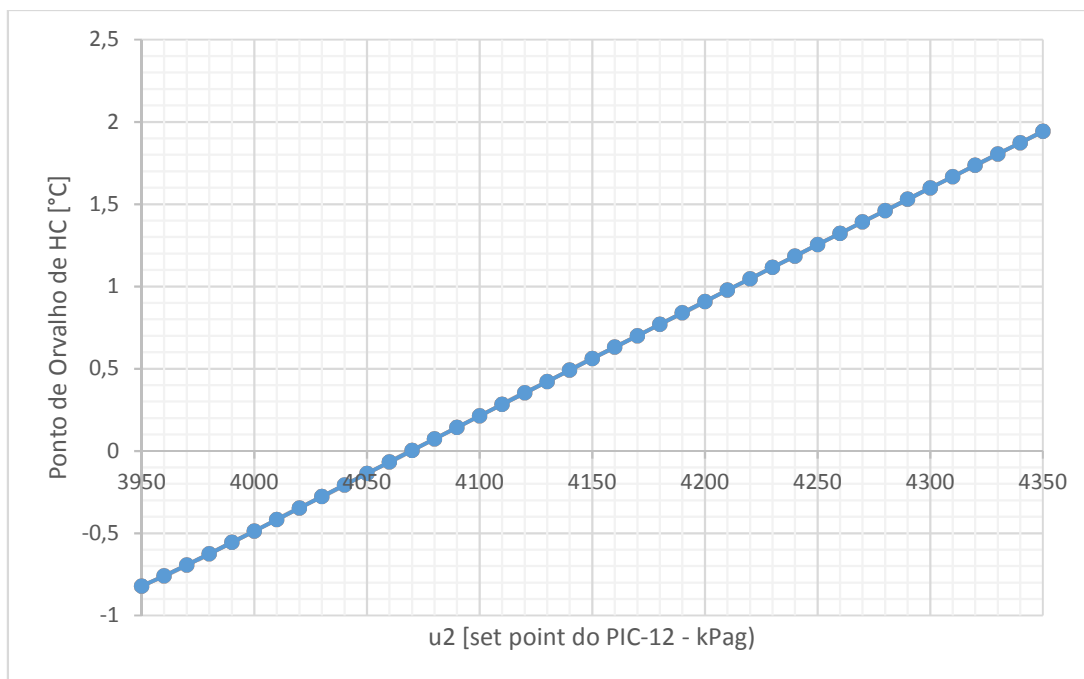
Comparando a Figura 9 com a Figura 10 e a Figura 11 com a Figura 12 é possível observar que a resposta do processo simulado é bem próxima daquela do processo real.

### 3.3. ESCOLHA DAS VARIÁVEIS E MODELOS LINEARES

Conforme já mencionado, os controles de pressão são os principais responsáveis pela qualidade do gás tratado. Entretanto, de forma a corroborar a escolha das variáveis manipuladas e controladas, utilizando uma simulação estática em Hysys, avaliou-se a relação entre o principal parâmetro de qualidade (ponto de orvalho de hidrocarboneto) e a variação da pressão após a primeira e a segunda quebra de pressão. As Figura 13 e Figura 14 mostram os resultados.

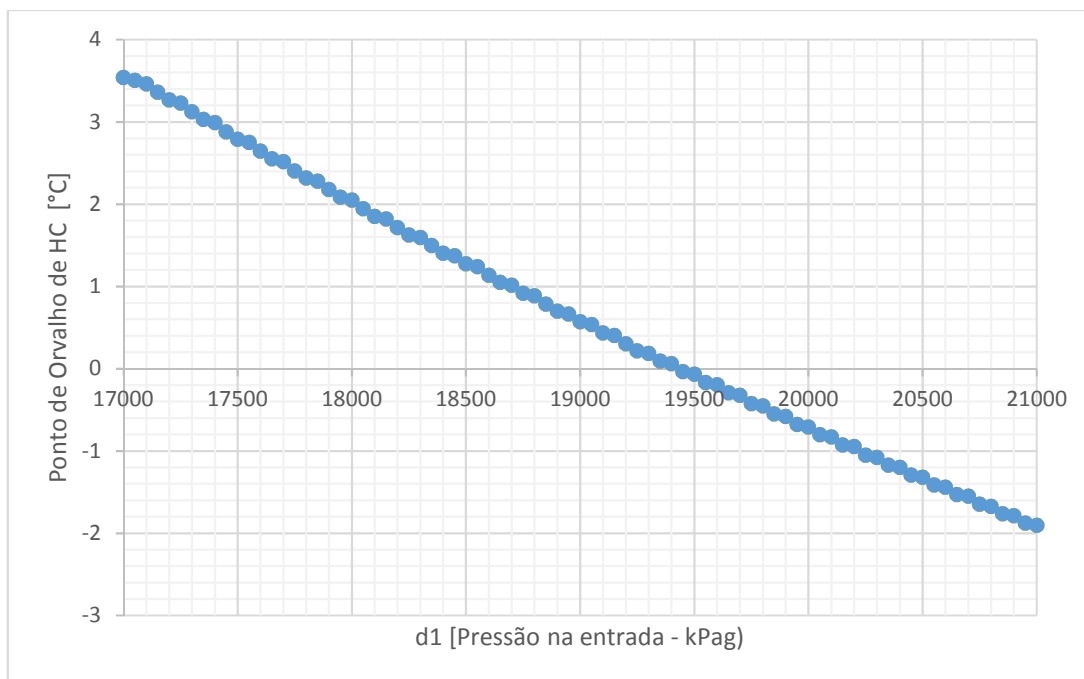


*Figura 13: Relação entre o ponto de orvalho e a pressão (PIC-03)*

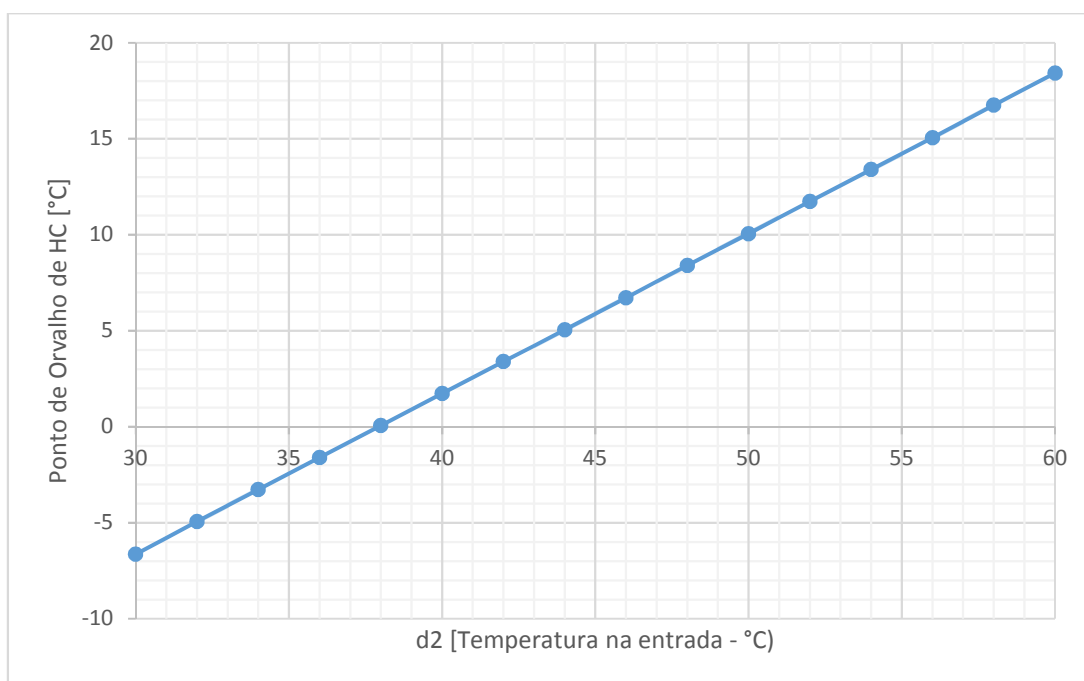


*Figura 14: Relação entre o ponto de orvalho e a pressão (PIC-012)*

Como os principais distúrbios da planta de tratamento de gás combustível estão atrelados às condições da entrada, ou seja, ao gás proveniente do *header* de exportação de gás, avaliou-se também o efeito destes distúrbios na qualidade do gás (Figura 15 e Figura 16).



*Figura 15: Relação entre o ponto de orvalho de HC e pressão na entrada da planta*



*Figura 16: Relação entre o ponto de orvalho de HC e temperatura na entrada da planta*

Pelos testes apresentados acima é possível concluir que as diversas variáveis medidas possuem relação linear com as variáveis manipuladas.

Com o intuito de verificar a funcionalidade do simulador, controlador MPC, comunicação OPC e identificação do sistema, realizou-se um teste com duas variáveis controladas e duas manipuladas, com e sem presença de distúrbios:

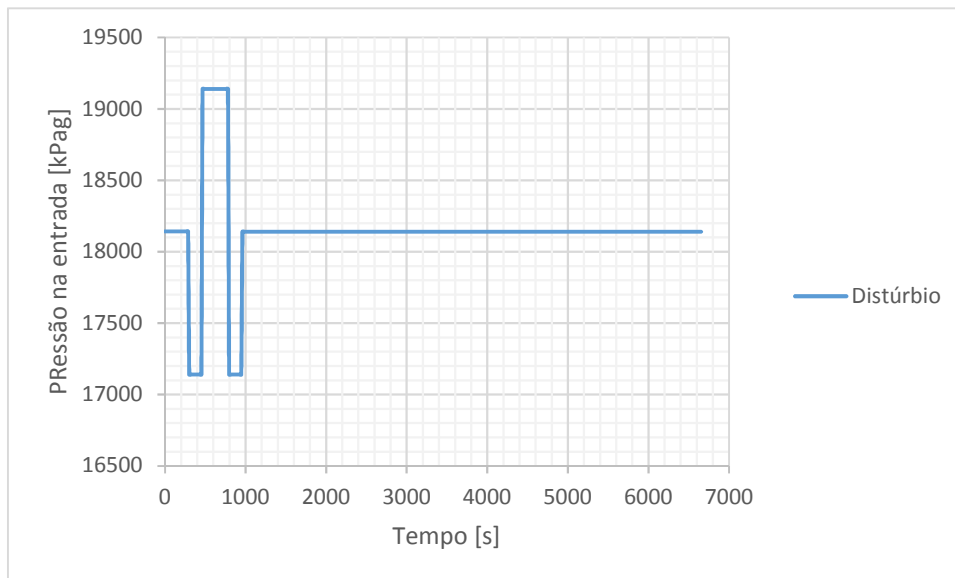
Variáveis controladas:  $y_1 \rightarrow$  pressão (1ª quebra)

$y_2 \rightarrow$  pressão (2ª quebra)

Variáveis manipuladas:  $u_1 \rightarrow$  set point do controlador PIC-03

$u_2 \rightarrow$  set point do controlador PIC-12

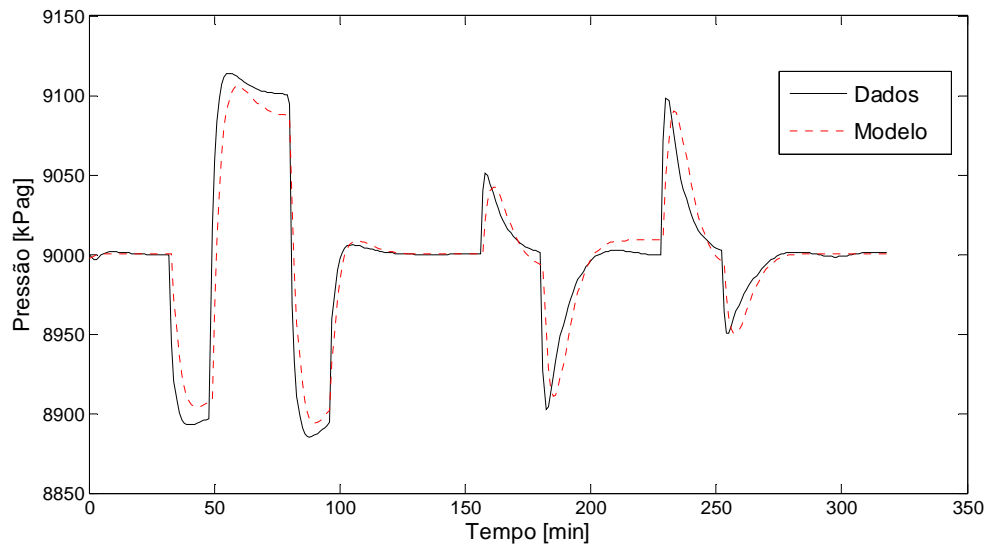
Distúrbio:  $u_3 \rightarrow$  pressão na entrada da planta de tratamento (Figura 17)



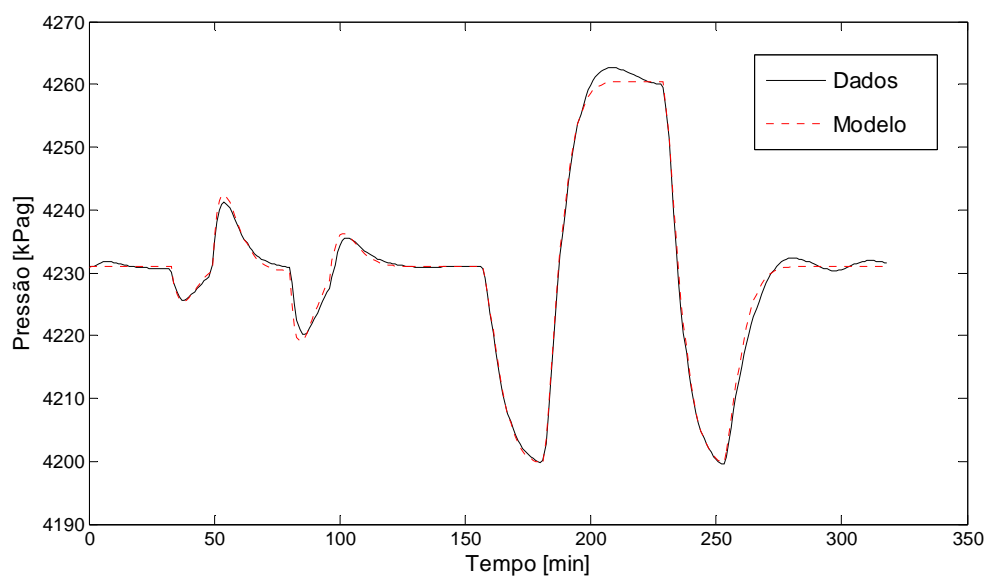
*Figura 17: Distúrbio aplicado na pressão de entrada da planta de gás combustível*

A partir dos dados gerados pela simulação e com o uso da ferramenta de identificação de modelos do MATLAB (R2008b), os modelos lineares em espaço de estados foram obtidos. A Figura 18 mostra a comparação entre o modelo identificado e os dados simulados para a variável controlada  $y_1$  e Figura 19 para a variável controlada  $y_2$ .





*Figura 18: Comparação entre o modelo identificado e os dados reais para a variável controlada  $y_1$*



*Figura 19: Comparação entre o modelo identificado e os dados reais para a variável controlada  $y_2$*

Modelo 1: Sem distúrbio

$$\begin{cases} \frac{d\mathbf{x}}{dt} = \mathbf{A}\mathbf{x}(t) + \mathbf{B}\mathbf{u}(t) \\ \mathbf{y}(t) = \mathbf{C}\mathbf{x}(t) \end{cases}$$

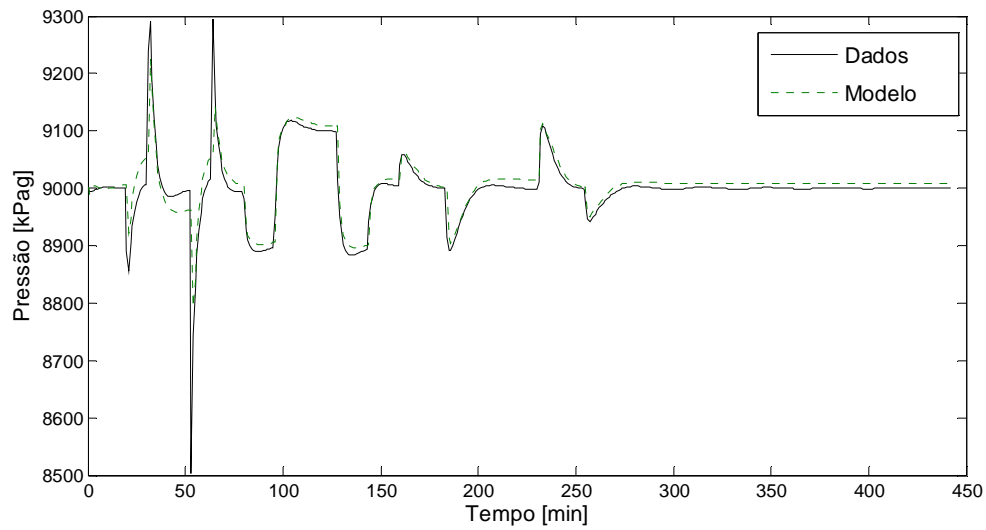
$$\mathbf{x}(0) = \begin{Bmatrix} 11,15 \\ -19,977 \end{Bmatrix}$$

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} -0,3604 & 0,1566 \\ -0,2156 & -0,04324 \end{bmatrix}$$

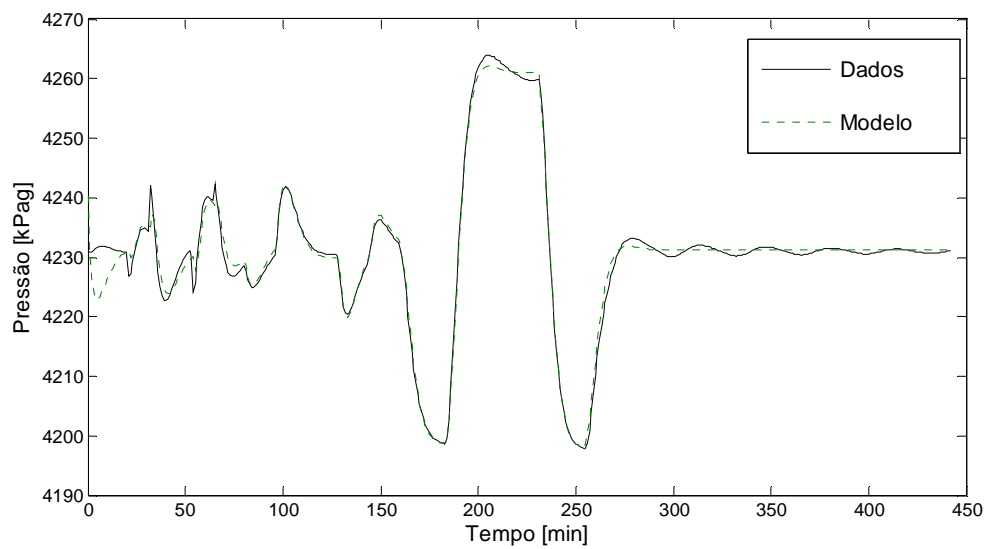
$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} -0,0007931 & 0,003374 \\ -0,0007582 & 0,001975 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} 16,13 & -441,1 \\ 104,8 & -153,3 \end{bmatrix} \quad \text{Eq. 2}$$

Para o modelo com distúrbio, as Figura 20 e Figura 21 mostram os modelos obtidos para as variáveis controladas y1 e y2.



*Figura 20: Comparação entre o modelo com distúrbio identificado e os dados reais para a variável controlada  $y_1$*



*Figura 21: Comparação entre o modelo com distúrbio identificado e os dados reais para a variável controlada  $y_2$*

Modelo 2: Com distúrbio na pressão de entrada

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \mathbf{A}x(t) + \mathbf{B}u(t) \\ y(t) = \mathbf{C}x(t) \end{cases}$$

$$x(0) = \begin{cases} 15,01 \\ -16,506 \\ -2,0185 \\ -27,469 \end{cases}$$

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} -0,3268 & -0,2572 & -0,7335 & 0,4414 \\ -0,1794 & -0,2675 & -0,2792 & 0,2293 \\ 0,3182 & -0,0509 & -0,0362 & -0,0577 \\ -1,0060 & 0,4060 & 1,7070 & -1,6620 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} 0,003487 & -0,008311 & 0,0008327 \\ 0,001873 & -0,004989 & 0,0004561 \\ -0,0007121 & 0,00051 & -0,0001668 \\ -0,00815 & 0,02402 & -0,002685 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} 667,4 & -121,3 & 488,2 & 74,41 \\ 92,48 & -173,7 & 9,034 & 0,2315 \end{bmatrix} \quad \text{Eq. 3}$$

Com relação à sintonia do controlador MPC, o tempo de amostragem utilizado foi de 15 segundos baseado na análise realizada da resposta da variável frente à mudança de *set-point* (Figura 22), onde é possível observar que o tempo para a variável controlada atingir o *set-point* é de cerca de 75 segundos. Desta forma, adotando que são necessários cerca de 5 pontos para determinação da trajetória, obteve-se 15 segundos para o tempo de amostragem.

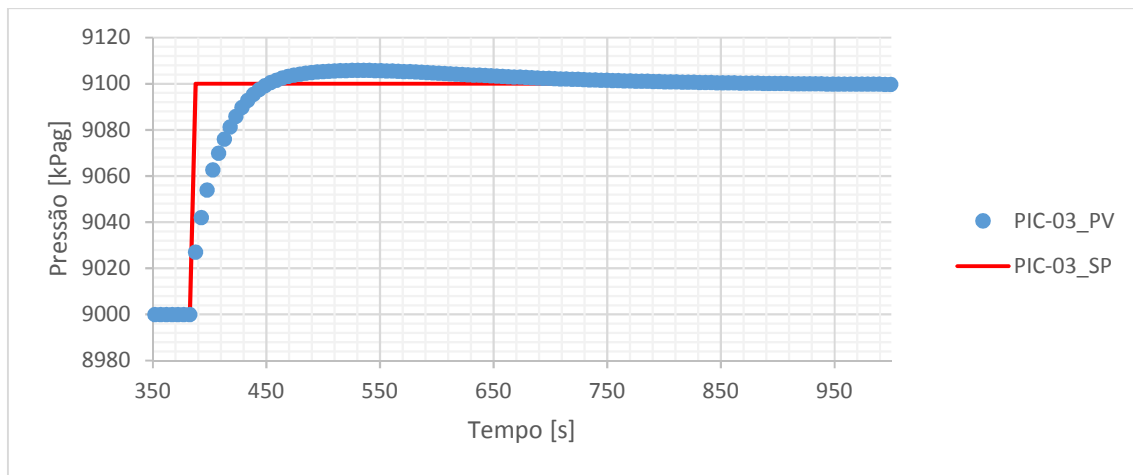


Figura 22: Resposta da variável  $y_1$  frente a uma mudança no set-point

Para o horizonte de predição adotou-se duas vezes o tempo de estabilização do teste apresentado na Figura 22, resultando em 1470 segundos. O horizonte de controle foi determinado considerando metade do horizonte de predição (Seborg *et al.* 2011) ou seja, 735 segundos. Já o número de ações foi determinado considerando a característica da configuração do controlador, cujo número de ações deve ser inserido em forma de série. Desta forma, visando manter o horizonte de predição e controle previamente determinados, e não sobrecarregar o recurso computacional, estabeleceu-se a Série de Fibonacci a partir dos 75 segundos, o que resultou num horizonte de controle de 900 segundos, conforme mostra a Tabela 1.

Tabela 1: Tempo de amostragem, horizontes de predição e controle

Período de amostragem	15	Segundos
Horizonte de Predição “Avaliar predição em:”	15; 30; 45; 60; 75; 135; 210; 345; 555; 900; 1455; 1470	Segundos
Horizonte de controle “Calcular Movimentos em:”	15; 30; 45; 60; 75; 135; 210; 345; 555; 900	Segundos

Os parâmetros de peso do erro e supressão de movimentos (Eq. 1) foram estabelecidos como unitários devido à semelhança nas respostas das variáveis controladas.

As restrições impostas ao controlador foram baseadas nos ranges das variáveis manipuladas e controladas:

Variáveis controladas:  $y_1 \rightarrow$  pressão (1ª quebra)  $\rightarrow$  range: 8000 – 10000 kPag

$y_2 \rightarrow$  pressão (2ª quebra)  $\rightarrow$  range: 3500 – 5000 kPag

Variáveis manipuladas:  $u_1 \rightarrow$  *set point* do controlador PIC-03  $\rightarrow$  8000 – 10000 kPag

$u_2 \rightarrow$  *set point* do controlador PIC-12  $\rightarrow$  range: 3500 – 5000 kPag

### 3.4. RESULTADOS

Para o Modelo 1, comparou-se a atuação entre o controle PID tradicional e o BRNMPC para as mesmas variações no *set point* para as pressões no PIC-03 e PIC-12, cujos resultados estão apresentados na Figura 23. A sintonia do controlador PID foi determinada durante a etapa de comparação com os dados reais, com o intuito de reproduzir os dados operacionais obtidos. A tabela apresenta as sintonias utilizadas nos controladores PID:

*Tabela 2: Sintonia dos controladores PID*

Controlador	Kp [%/%]	Ti [min]	Td [min]
PIC-03	1,00	0,5	0
PIC-01	1,00	0,5	0

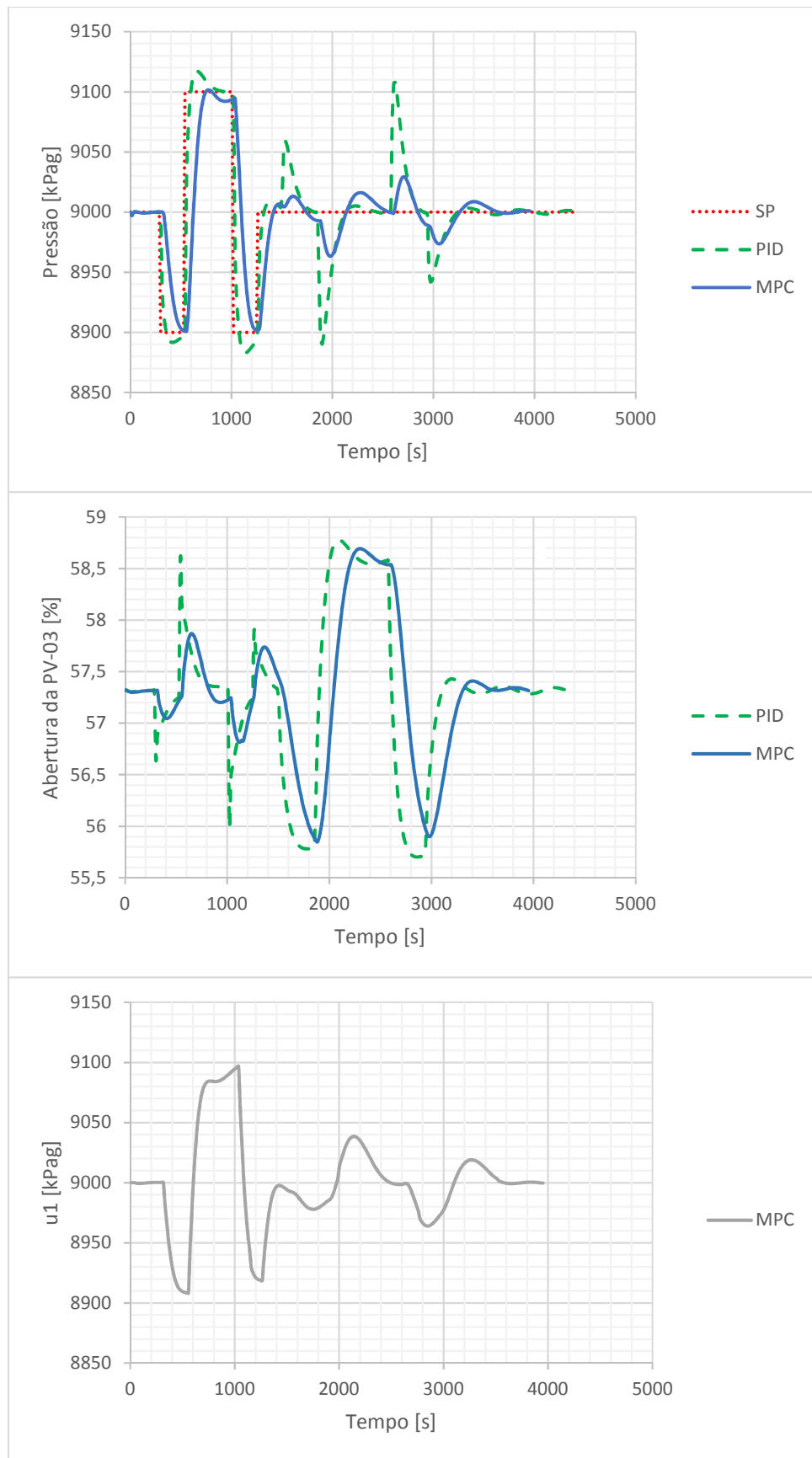


Figura 23: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set point – PIC-03

Observando a Figura 23, nota-se que a atuação do MPC resultou em variações menos bruscas na pressão, indicando uma maior estabilidade do sistema frente às variações. É possível notar que no período onde as perturbações foram realizadas que o PID responde imediatamente ao distúrbio através de aberturas rápidas nas válvulas de controle, enquanto que o MPC realiza a abertura de forma mais lenta. Este comportamento também é possível observar na Figura 24, resultando em menor *offset* no caso do controlador MPC.

Pela Figura 24, pode-se dizer que o desempenho do PID e MPC foram semelhantes para a segunda quebra de pressão.

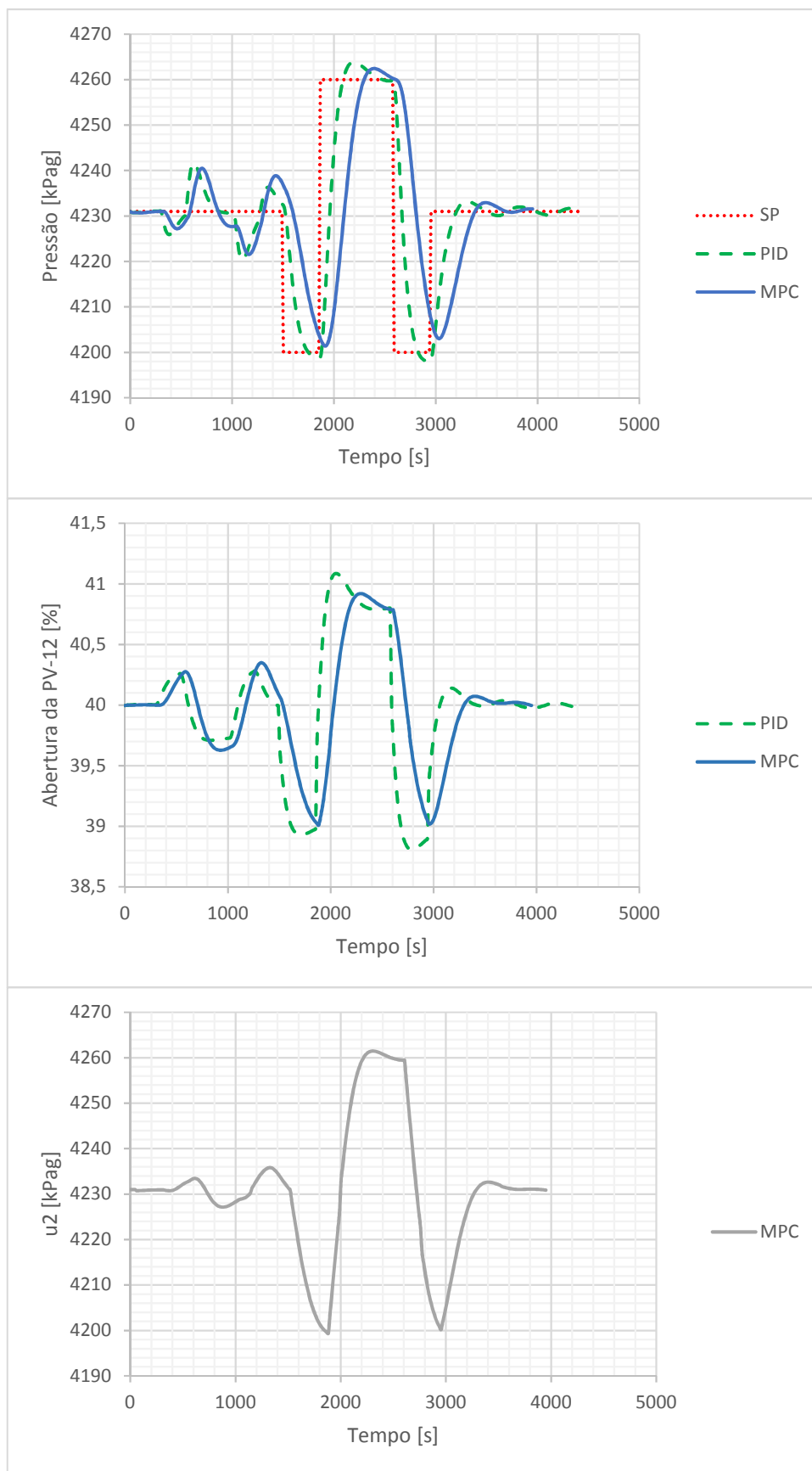
No Modelo 2, verificou-se a aplicação do BRNMPC considerando perturbações na pressão de entrada da planta de gás combustível como distúrbio (Figura 17), mantendo as mesmas variações no *set-point* aplicadas ao Modelo 1. Os resultados podem ser observados nas Figura 25 e Figura 26.

Observa-se nas Figura 25 e Figura 26 que o controle PID e o MPC tiveram desempenho semelhante frente ao distúrbio inicial, porém o MPC apresentou melhores resultados a partir do instante 2000 segundos, quando as mesmas variações do Modelo 1 são feitas no *set-point* e os efeitos dos distúrbios foram atenuados.

Os resultados obtidos mostram que o BRNMPC obteve bons resultados quando comparado com o controle PID, onde as variações nas pressões foram atenuadas frente às variações no *set-point*. Verifica-se também que a aplicação do MPC para este sistema possui potencial de aplicação, tendo em vista que não houve foco na sintonia do controlador, ou seja, testes com diferentes sintonias devem ser avaliados para se obter o melhor desempenho do controlador MPC.

A comunicação OPC não apresentou problemas e o desempenho computacional foi satisfatório, além disso foi possível explorar a linguagem de programação utilizada pelo BRNMPC para inserção do modelo.





*Figura 24: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set-point – PIC-12*

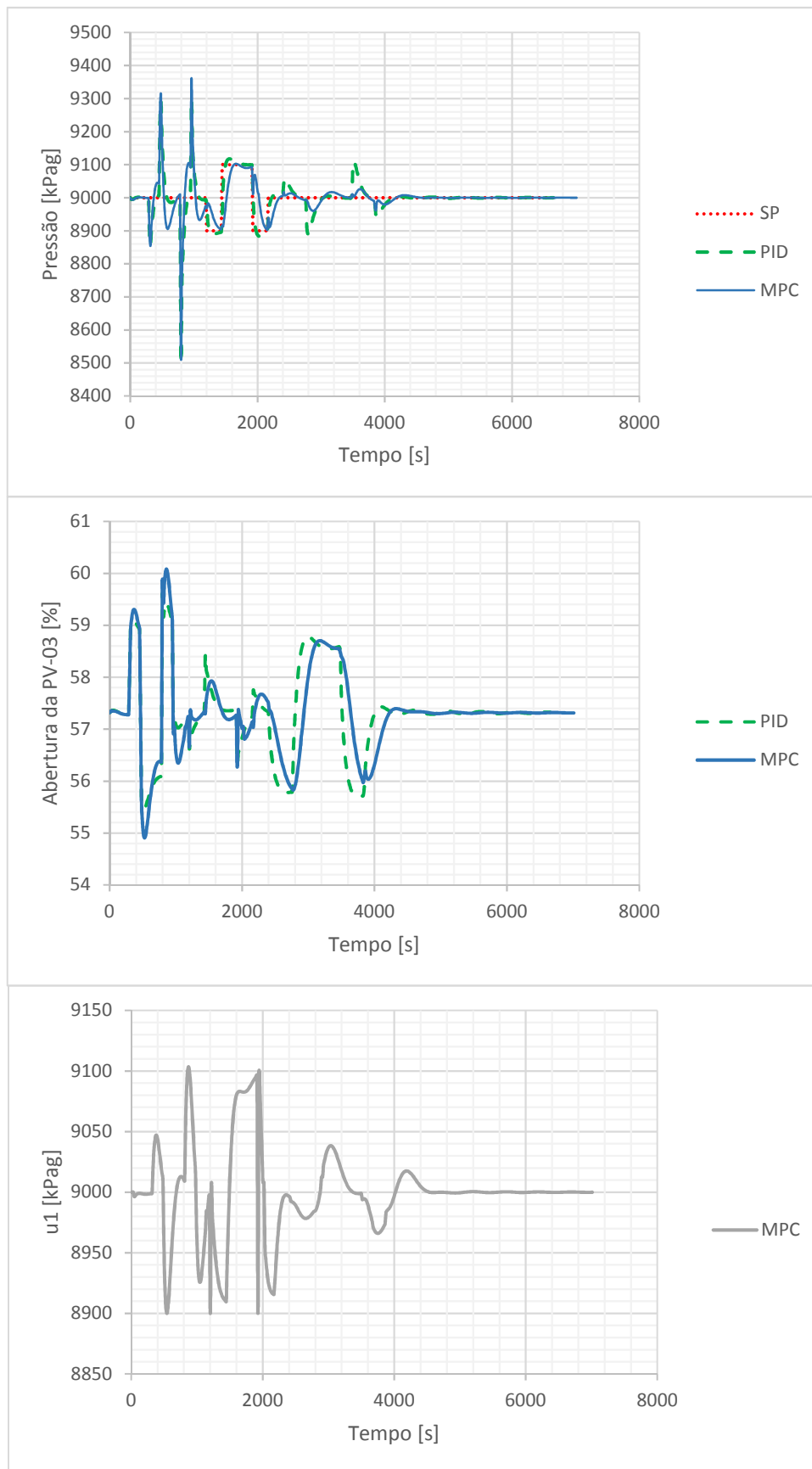


Figura 25: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set-point com distúrbio- PIC-03

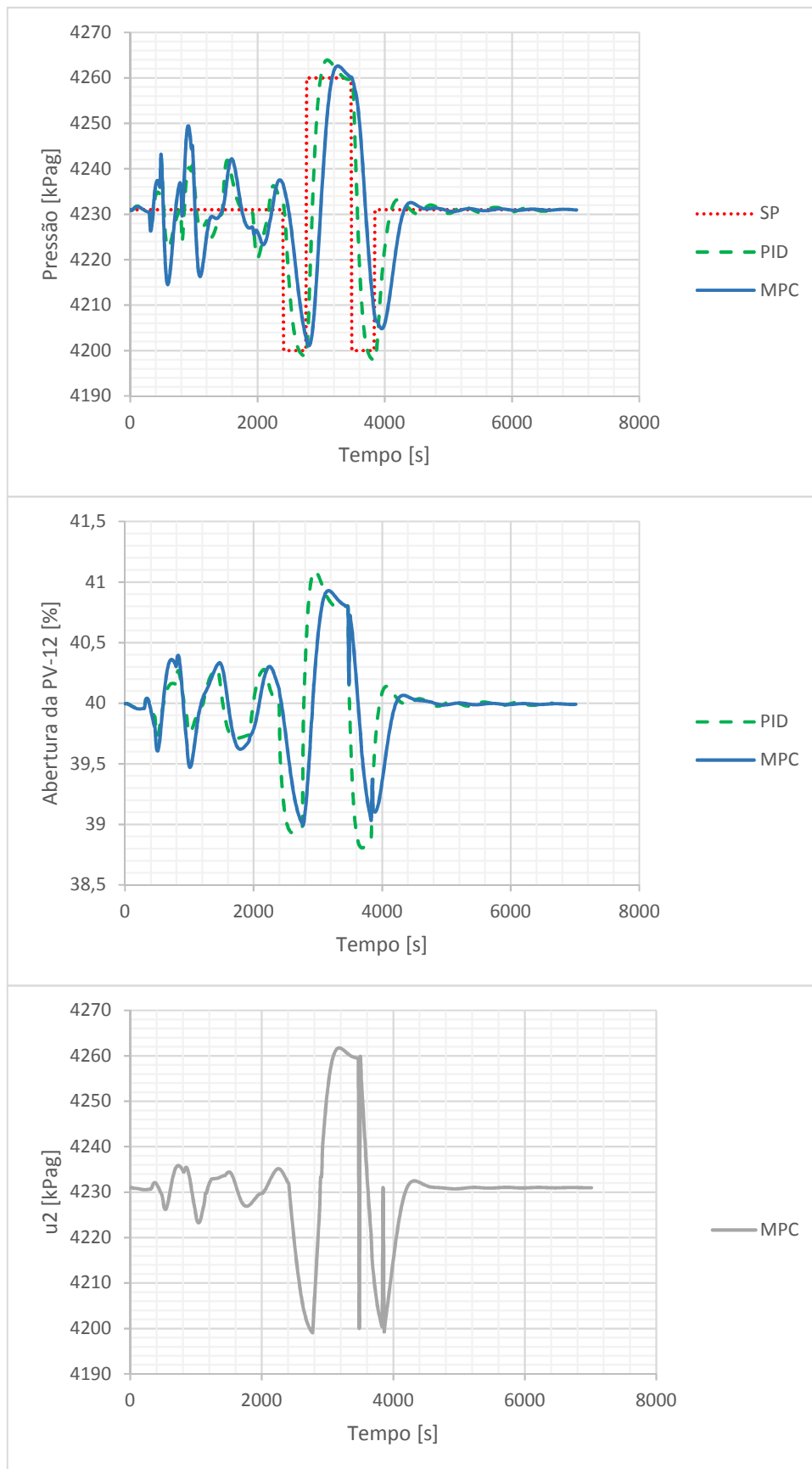


Figura 26: Comparação entre a atuação do PID e o MPC para as mesmas variações de set point com distúrbio- PIC-12

#### 4. APLICAÇÃO EM SISTEMA NÃO LINEAR

O sistema de produção de petróleo é a infraestrutura destinada ao escoamento do petróleo produzido, compreendendo as etapas de coleta da produção, separação e tratamento dos fluidos, armazenagem, transferência e transporte, ou seja, toda a cadeia produtiva de suprimento às refinarias, desde a produção nos campos de petróleo até o refino.

Diferente do processamento realizado nas refinarias (para obtenção dos derivados), o processamento primário representa os meios utilizados nas instalações de produção para o processamento inicial dos fluidos produzidos pelos poços de petróleo. A Figura 27 ilustra tipicamente um sistema poço – linha submarina – *topside*.

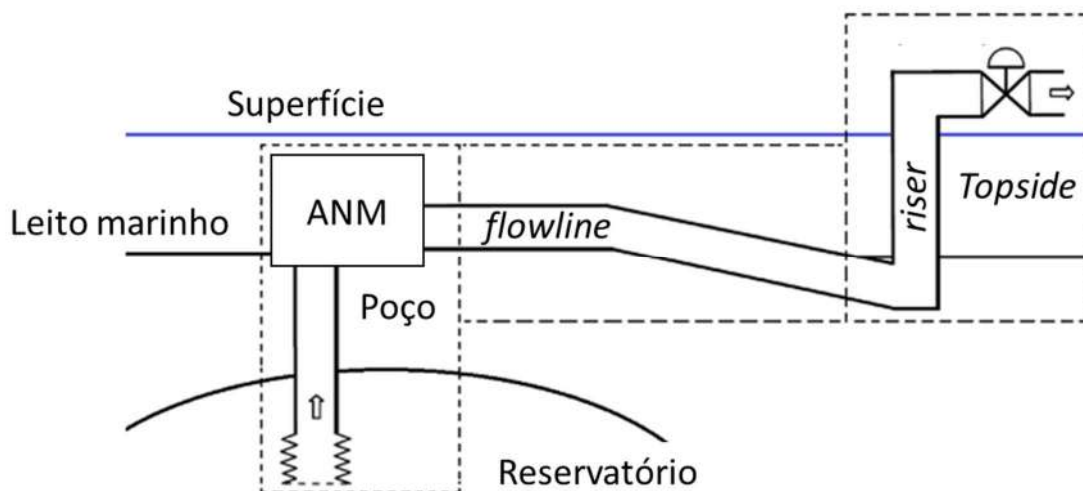
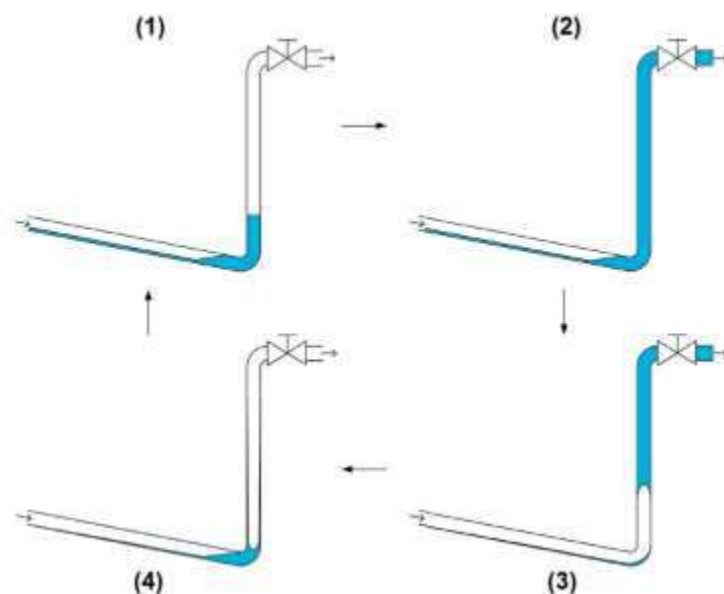


Figura 27: Típico arranjo poço – linha submarina – topside (adaptado de Yang *et al.*, 2017)

O fluxo multifásico nas linhas submarinas (poço, *flowline* e *riser*) pode possuir um grande número de padrões de escoamento (Yang *et al.*, 2017). Esses padrões dependem de uma série de parâmetros, entre eles podem-se citar a razão gás-líquido, vazão de produção, viscosidade, diâmetro das tubulações, perfil das linhas, etc. O padrão de produção por golfadas caracteriza-se por fluxo irregular com oscilações de vazão e pressão, podendo ocorrer por uma diferença de velocidade entre as fases líquida e gasosa ou pela presença de algum ponto baixo na geometria da tubulação (Portella, 2008). O padrão de escoamento por golfadas está ilustrado na Figura 28.



*Figura 28: Comportamento cíclico do regime de golfadas (retirado de Bilotft et al., 2013)*

Na Figura 28 o ciclo representado é composto de quatro etapas: (1) formação da golfada, (2) produção da golfada, (3) frente de líquido e (4) frente de gás.

A planta de processamento primário tem a finalidade de separar os fluidos produzidos pelos poços de petróleo (óleo, gás e água) e efetuar o tratamento destes fluidos, a fim de adequar óleo e gás aos padrões de envio para terminais e refinarias e a água, aos padrões de descarte no meio ambiente. Várias são as razões para a separação do óleo cru, como por exemplo o transporte desnecessário da água, configurando como carga extra que não só sobrecarrega o sistema de bombeamento e oleodutos, como também pode provocar erosão e corrosão destes sistemas.

Em uma instalação de processamento primário de fluidos (óleo, gás e água) o gás, sendo o mais leve, menos denso, é inicialmente separado do líquido por ação da gravidade em equipamentos denominados separadores, que são de uso comum em instalações de produção. A pressão no separador é mantida por um controlador que atua regulando o fluxo de saída do gás pela parte superior. O líquido separado deixa o vaso através de uma válvula de descarga, cuja abertura ou fechamento é efetuado através de um controlador de nível.

Os separadores são fabricados nas formas vertical e horizontal. Por apresentarem uma maior área superficial de interface permitindo uma melhor separação líquido/gás e

gás/líquido os separadores horizontais são normalmente mais eficientes, sendo utilizados principalmente em sistemas que apresentem espumas e altas razões gás/óleo. As desvantagens referem-se ao manuseio dos sólidos produzidos (os verticais têm uma geometria que permite a deposição localizada no fundo do vaso facilitando a remoção) e a menor capacidade de absorver grandes variações de fluxo (golfadas).

Os separadores podem ser bifásicos, quando promovem a separação gás/líquido (separadores de gás), e trifásicos, separadores de água livre, que, adicionalmente, promovem a separação da água. Entretanto, na prática dificilmente os separadores trifásicos promovem uma boa separação da água, atuando então como separadores bifásicos. Em geral, a razão para isto na baixa confiabilidade dos medidores de interface que por questões de falta de manutenção, tecnologia inadequada, presença de emulsões, etc.

Na sequência o líquido é enviado para um segundo vaso separador, que opera em pressão inferior ao primeiro vaso, sendo responsável pela segunda separação de gás (2º estágio). Este vaso possui características de controle semelhantes ao 1º estágio, porém com pressões menores.

O último estágio de separação é onde ocorre a separação óleo-água, chamados de tratadores eletrostáticos. Nestes equipamentos, um campo elétrico é aplicado sobre o líquido (emulsão de água em óleo), as gotículas de água se polarizam e tendem a passar de forma esférica para elíptica com o aumento do gradiente do campo elétrico. O controle principal deste vaso é o nível da interface óleo-água.

O sistema de tratamento de óleo é responsável por especificar o óleo a ser exportado e a água para descarte e deve atender a três parâmetros principais:

- PVR (Pressão de vapor Reid): é a pressão de vapor absoluta de um líquido à 37,8 °C (100 °F). O valor a ser atendido é de 10 psia para o óleo exportado;
- BSW (*Basic Sediments and Water*): apesar da definição incluir a presença de sedimentos, na prática é utilizado apenas com a quantidade de água no óleo. O valor limite varia entre 0,5 – 1,0 % a depender da unidade produtora;
- TOG (Teor de Óleos e Graxas): está relacionado à qualidade da água a ser descartada e o limite depende do licenciamento ambiental da unidade que está vinculada à legislação da época. Atualmente as unidades mais recentes trabalham com o limite de 29 mg/L.

Através de um controle apropriado dos níveis e pressões dos vasos, é possível reduzir o efeito das golfadas dos poços nos demais processos da unidade, ou seja, os vasos separadores podem atuar como capacitores, absorvendo as variações nas vazões de líquido e gás. Por essa razão, estes controles foram escolhidos para aplicação de um controlador avançado de forma a filtrar os efeitos do regime de golfadas.

#### 4.1. MODELO DA PLANTA DE TRATAMENTO DE ÓLEO

A Figura 29 apresenta o fluxograma do processo em estudo, que representa um fluxograma típico de um sistema de tratamento de óleo *offshore*.

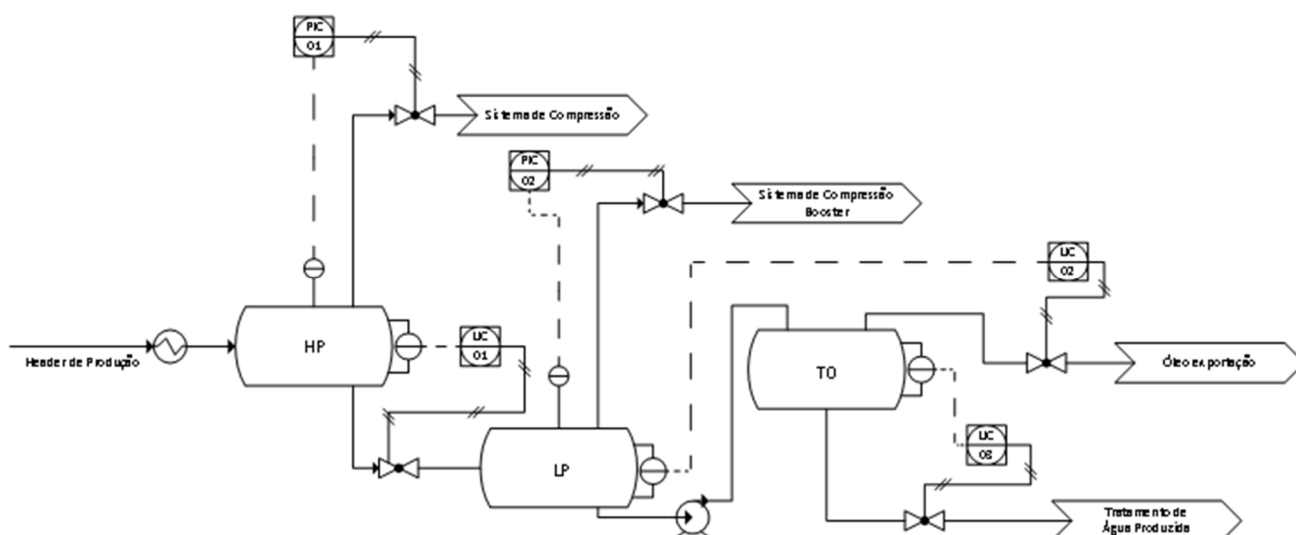


Figura 29: Fluxograma do processo de tratamento de óleo

O fluxograma apresenta o sistema de tratamento de óleo, composto de três vasos bifásicos em série:

- Separador de Alta Pressão (HP): responsável pela separação gás-líquido operando a uma pressão de aproximadamente 850 kPag e 70 °C;
- Separador de Baixa Pressão (LP): segundo estágio de separação gás-líquido que opera em torno de 50 kPag;
- Tratador de Óleo (TO): onde ocorre a separação óleo – água.

O tratador de óleo ou tratador eletrostático é o equipamento responsável pelo enquadramento do óleo. Em geral é constituído de placas metálicas carregadas eletricamente que geram campo elétrico na fase oleosa, aproximando as gotas de água, provocando o coalescimento destas (Nunes *et al.*, 2010).

Os controles dos separadores devem ser projetados para permitir uma boa eficiência de separação e ser capaz de filtrar os distúrbios causados pelo fluxo em regime de golfadas, enviado um fluxo mais estável para os processos a jusante (Carvalho *et al.*, 2012). Logo, de forma a estabilizar os processos a jusante dos separadores, os controles de nível e pressão dos vasos foram escolhidos. Com o intuito de reduzir a interferência da dinâmica dos controladores PID, as variáveis manipuladas escolhidas foram as válvulas de controle de nível e pressão, ou seja, as sintonias dos controladores PID não exercem influência no desempenho controlador NMP. Vale destacar que no caso de uma aplicação real, deverá ser implementado um algoritmo *Watchdog*, o qual em caso de falha de comunicação entre o controlador NMPC e o sistema supervisor, os controles PID assumem a função de controle do processo, garantindo assim uma operação segura. As variáveis envolvidas são apresentadas nas Tabela 3 a Tabela 4:



*Tabela 3: Variáveis Controladas*

<b>Variáveis Controladas</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
h	Nível de líquido no HP	m
h <sub>2</sub>	Nível de líquido no LP	m
h <sub>3</sub>	Nível de interface no TO	m
P	Pressão no HP	kPag
P <sub>2</sub>	Pressão no LP	kPag

*Tabela 4: Variáveis Manipuladas*

<b>Variáveis Manipuladas</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
LV01	Válvula de controle do nível do HP	%
LV02	Válvula de controle do nível do LP	%
LV03	Válvula de controle do nível do TO	%
PV01	Válvula de controle de pressão do HP	%
PV02	Válvula de controle de pressão do LP	%

Tabela 5: Distúrbios

Distúrbios	Descrição	Unidade
Le	Vazão de entrada de líquido no HP	m <sup>3</sup> /s
Ge	Vazão de entrada de gás no HP	m <sup>3</sup> /s
Le <sub>2</sub>	Vazão de líquido na entrada do LP	m <sup>3</sup> /s
Ge <sub>2</sub>	Vazão de entrada de gás no LP	m <sup>3</sup> /s
We	Vazão de água na entrada do TO	m <sup>3</sup> /s
Plj	Pressão a jusante da LV01	kPag
Pgj	Pressão a jusante da PV01	kPag
Plj <sub>2</sub>	Pressão a jusante da LV02	kPag
Pgj <sub>2</sub>	Pressão a jusante da PV02	kPag
Pwj	Pressão a jusante da LV03	kPag
Pb	Pressão na descarga da bomba	kPag
T <sub>1</sub>	Temperatura no HP	°C
T <sub>2</sub>	Temperatura no LP	°C

Os modelos fenomenológicos para os separadores são adaptações dos modelos presentes no trabalho de Nunes *et al.* (2010). A principal diferença é a inclusão dos volumes das calotas dos vasos separadores nos modelos.

A Figura 30 apresenta as principais variáveis envolvidas na modelagem do Separador de Alta Pressão.

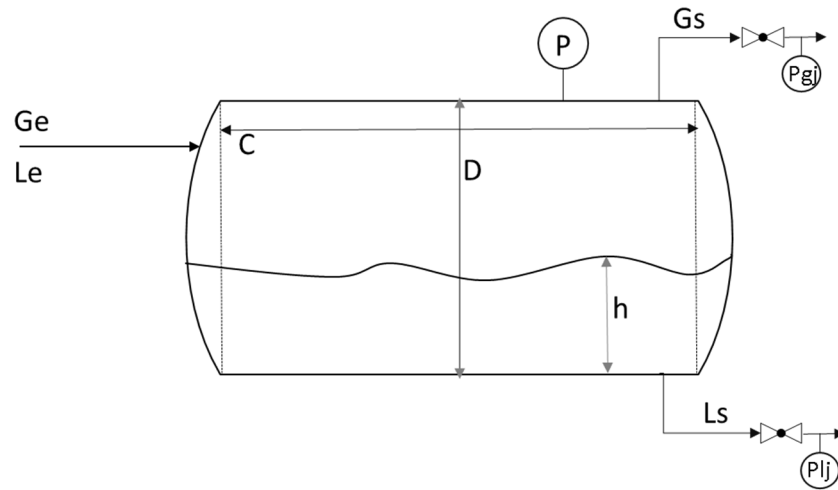


Figura 30: Esquema do Separador de Alta Pressão

O volume do vaso pode ser determinado pelas seguintes relações:

$$V = V_{\text{cilindro}} + 2V_{\text{calota}} \quad \text{Eq. 4}$$

$$V_{\text{cilindro}} = \frac{CD^2}{4} \left[ \arccos\left(\frac{D-2h}{D}\right) - \left(2\frac{\sqrt{(D-h)h}}{D}\right)\left(\frac{D-2h}{D}\right) \right] \quad \text{Eq. 5}$$

$$V_{\text{calota}} = \frac{0,215h^2}{2} \left( \frac{3}{2}(D-h) \right) \quad \text{Eq. 6}$$

O balanço de massa para o líquido é definido pela variação entre a vazão de entrada de líquido e a vazão de líquido na saída:

$$\frac{dV}{dt} = Le - Ls \quad \text{Eq. 7}$$

$$\frac{dV}{dt} = \left( \frac{dV_{\text{cilindro}}}{dt} \right) + 2 \frac{(dV_{\text{calota}})}{dt} \quad \text{Eq. 8}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 2C\sqrt{(d-h)h} \quad \text{Eq. 9}$$

$$V_{\text{calota}} = 0,645(D-h) \quad \text{Eq. 10}$$

Logo:

$$\frac{dV}{dt} = \left[ 2C\sqrt{(D-h)h} + 0,645(D-h) \right] \frac{dh}{dt} \quad \text{Eq. 11}$$

Igualando as equações:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{Le - Ls}{2C\sqrt{(D-h)h} + 0,645(D-h)} \quad \text{Eq. 12}$$

A vazão de líquido através da válvula é obtida pela relação:

$$Ls = 0,00024S_{LV01} C_v \sqrt{\frac{(P + 10^{-5}\rho gh) - P_{\text{li}}}{\rho}} \quad \text{Eq. 13}$$

Já o balanço de massa para a fase gás, tem-se:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{d(\rho_g V_g)}{dt} (Ge - Gs)\rho_g \quad \text{Eq. 14}$$

$$\frac{d(\rho_g V_g)}{dt} = \frac{MM}{RT} \left( V_g \frac{dP}{dt} + P \frac{dV_g}{dt} \right) \quad \text{Eq. 15}$$

Como:

$$\frac{dV_g}{dt} = - \frac{dV_l}{dt} \quad \text{Eq. 16}$$

Chega-se:

$$\frac{dP}{dt} = \frac{P(Ge - Gs + Le - Ls)}{V - V_l} \quad \text{Eq. 17}$$

A vazão de gás através da válvula é determinada pela equação a seguir.

$$Gs = 0,625 S_{PV01} C_{v_g} P \left( \frac{1 - \left( \frac{P - P_{gj}}{P} \right)}{3 F_{\gamma x_T}} \right) \sqrt{\frac{\frac{P - P_{gj}}{P}}{MM_1 T_1 z_1}} \quad \text{Eq. 18}$$

Para o Separador de Baixa Pressão e Tratador de Óleo, tem-se a representação da Figura 31.

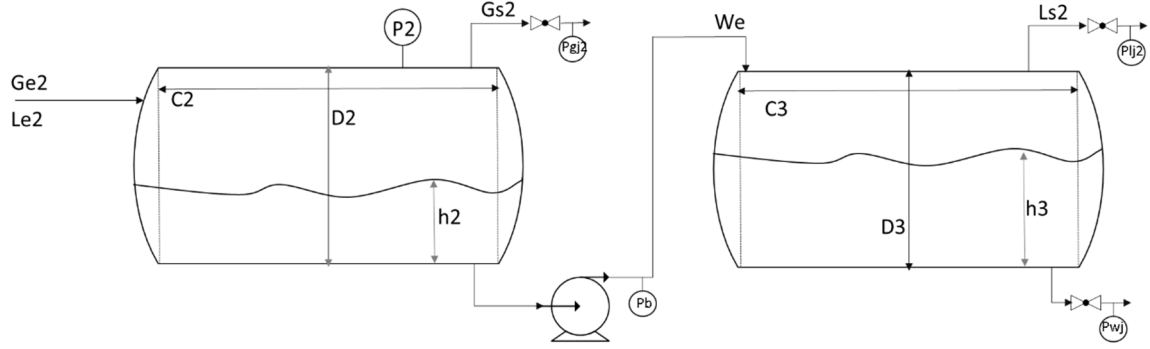


Figura 31: Esquema do Separador de Baixa Pressão e Tratador de Óleo.

As relações de nível e pressão para o Separador de Baixa Pressão são:

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{Le_2 - Ls_2}{2C_2 \sqrt{(D_2 - h_2)h_2} + 0,645(D_2 - h_2)} \quad \text{Eq. 19}$$

$$\frac{dP_2}{dt} = \frac{P_2(Ge_2 - Gs_2 + Le_2 - Ls_2)}{V_2 - V_{l,2}} \quad \text{Eq. 20}$$

Já as para as vazões através das válvulas de controle, têm-se:

$$Ls_2 = 0,00024S_{LV02}Cv_{l,2} \sqrt{\frac{Pb - P_{li2}}{\frac{\rho}{\rho_{\text{água}}}}} + We \quad \text{Eq. 21}$$

$$Gs_2 = 0,625S_{PV02}Cv_{g,2}P_2 \left( \frac{1 - \left( \frac{P_2 - P_{gi,2}}{P_2} \right)}{3F_{\gamma xT}} \right) \sqrt{\frac{P_2 - P_{gi2}}{P_2}} \quad \text{Eq. 22}$$

Para o Tratador Eletrostático e vazão de água produzida:

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{We - Ws}{2C_3 \sqrt{(D_3 - h_3)h_3} + 0,645(D_3 - h_3)} \quad \text{Eq. 23}$$

$$Ws = 0,000245_{LV03} C_{v,3} \sqrt{\frac{Pb - P_{wj}}{\frac{\rho}{\rho_{\text{água}}}}} \quad \text{Eq. 24}$$

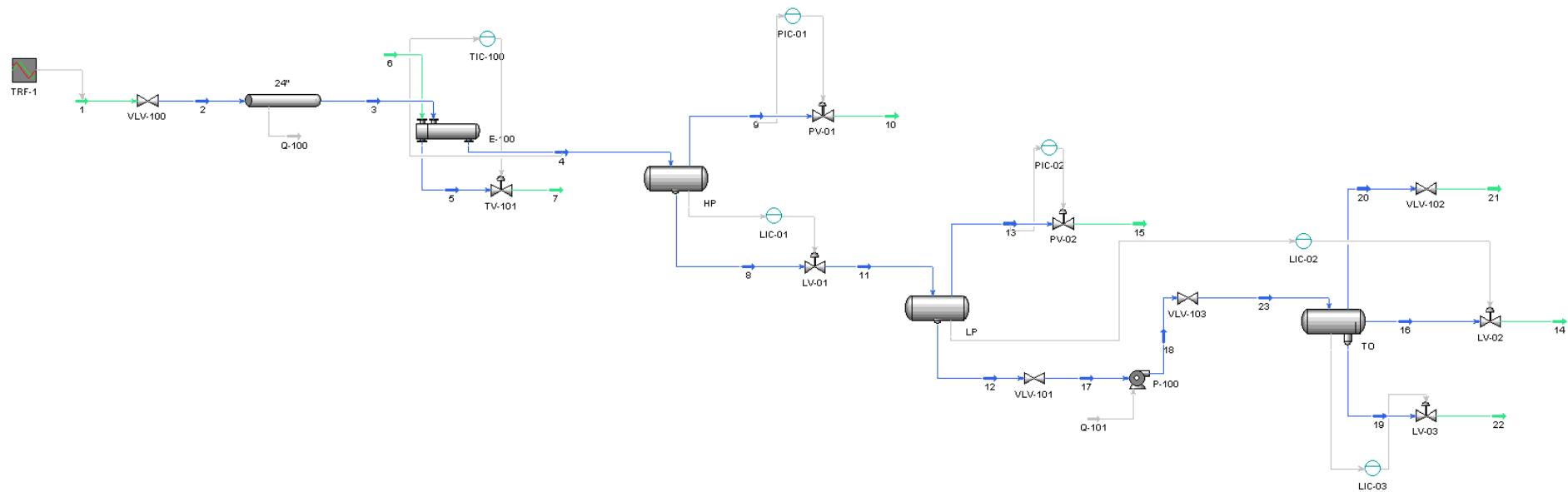
## 4.2. SIMULAÇÃO DA PLANTA DE TRATAMENTO DE ÓLEO

A simulação da planta de tratamento de óleo foi realizada no Aspen Hysys v8.8.

A escolha do simulador reside no fato deste ser referência no mercado de simulação de processos (Towler e Sinnott, 2013) e pela larga experiência da Petrobras na utilização deste software em diversas aplicações na área de exploração e produção de petróleo e gás natural.

Na literatura é comum encontrar trabalhos onde o Hysys é utilizado como simulador de processos, no trabalho de Arinelli *et al.* (2015), utilizou-se para avaliar o impacto do regime de golfadas nos processos de tratamento de gás em uma plataforma de petróleo. Já em Rahmawati *et al.* (2011) a utilização foi na avaliação da operação integrada e otimização da produção de petróleo, no qual a planta de processo foi simulada em estado estacionário composta de quatro separadores gravitacionais sendo dois trifásicos e dois bifásicos. Nguyen *et al.* (2014) realizaram uma avaliação energética e exergética da plataforma de produção de petróleo de Draugen utilizando os simuladores Aspen Plus e Aspen Hysys.

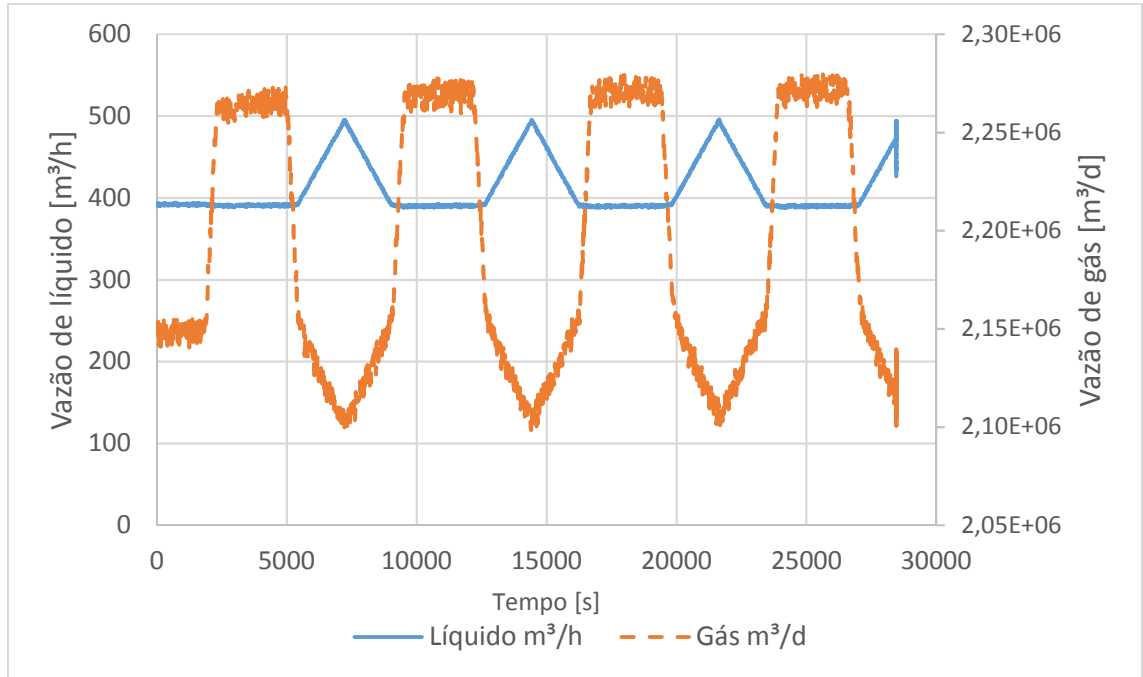
A Figura 32 mostra a simulação realizada, representada pelo esquema da Figura 29.



*Figura 32: Fluxograma da planta de tratamento de óleo no Hysys*



O processo está sujeito a perturbações na entrada causadas principalmente pelo fluxo intermitente de líquido e gás vindo dos poços produtores, cuja característica pode ser observada na Figura 33.



*Figura 33: Distúrbio na entrada causado por um regime de golfadas*

Na simulação, as válvulas de controle apresentam características iguais com relação ao atuador. Em todas se utilizou um modelo de atraso de 1ª ordem.

$$\tau \frac{d(Act\%)}{dt} + Act\% = Act_{Desejado}\% \quad Eq. 25$$

Em que:  $\tau$  é a constante de tempo de atuador;

$Act$  é a abertura da válvula.

No sistema apresentado, o nível e a pressão dos vasos HP e LP são controlados por de PID's independentes. As sintonias dos controladores foram obtidas através da técnica

conhecida como ATV (*Automatic tuning variation*) proposta por Ånström e Hägglund (1984). As sintonias obtidas estão na Tabela 6:

*Tabela 6: Sintonia dos controladores PID*

<b>Controlador</b>	<b>Kp [%/%]</b>	<b>Ti [min]</b>	<b>Td [min]</b>
LIC-01	1,98	31,8	0
PIC-01	4,89	3,36	0
LIC-02	1,54	32,3	0
PIC-02	4,97	42,6	0
LIC-03	0,734	220	0

### 4.3. SINTONIA DOS CONTROLADORES MULTIVARIÁVEIS

A proposta deste trabalho é a substituição dos cinco controladores PID por um controlador multivariável com atuação direta nas variáveis manipuladas.

Dois controladores foram avaliados:

MPC: controle baseado no modelo linearizado;

NMPC: controle baseado em modelo não linear.

Para efeitos de comparação são utilizadas as mesmas sintonias nos controladores MPC e NMPC, cuja função objetivo foi apresentada na Eq. 1:

Pela Eq. 1, nota-se que os parâmetros  $\gamma_i$ ,  $\lambda_i$ ,  $\psi_i$  e  $\phi_i$  precisam ser ajustados de forma a obter um desempenho satisfatório do controlador. Os pesos do erro ( $\gamma_i$ ) aumentam a sensibilidade da função objetivo em relação ao desvio do *set-point* de determinada variável. Já a supressão de movimento ( $\lambda_i$ ) exerce influência sobre a variação das variáveis manipuladas.  $\psi_i$  faz com que seja considerado um desvio da variável

manipulada em relação a valor nominal (*target*) e  $\varphi_i$  adiciona um peso às restrições ponderáveis.

a. Horizontes de predição e controle

Seborg *et al.* (2011) apresenta recomendações para a sintonia dos horizontes de predição ( $P$ ) e controle ( $M$ ).

$$5 < M < 20 \quad \text{Eq. 26}$$

$$N/3 < M < N/2 \quad \text{Eq. 27}$$

$$P = N + M \quad \text{Eq. 28}$$

Em que  $N$  é horizonte do modelo, o qual define a quantidade de tempos de amostragem necessários para caracterizar a resposta frente a uma perturbação.

No caso deste trabalho, o tempo de amostragem foi determinado a partir da variável mais rápida que no caso é a pressão no vaso HP, através de *step* realizado no *set-point* a partir de um estado estacionário, cujo resultado mostrou um tempo de aproximadamente 75 segundos para atingir o *set-point*. Desta forma, considerando que são necessários cerca de 5 pontos para determinação da trajetória da variável manipulada frente à uma perturbação, o tempo de amostragem adotado foi de 15 segundos. Para a determinação do horizonte de predição, considerou-se 5 vezes o tempo de residência do vaso HP, obtendo:

- Tempo de residência  $\sim 50$  minutos  $\rightarrow 5 \times 50 = 250$  minutos (15 000 segundos)

$$N = \frac{15000}{15} = 1000 \quad \text{amostragens} \quad \text{Eq. 29}$$

$$\frac{N}{3} < M < \frac{N}{2} \Leftrightarrow 333 < M < 500 \quad \text{amostragens} \quad \text{Eq. 30}$$

Considerando o valor obtido nas Eq. 29, o custo computacional seria muito elevado. De forma contornar este problema, adotou-se a prática conhecida como *Blocking* na qual se reduz os graus de liberdade, fixando a entrada (ou suas derivadas) como constantes através de um certo número de amostragens (Morari *et al.*, 2007), ou seja, dentro do horizonte do modelo ( $N$ ) um número de passos é definido por uma sequência em que os

movimentos de controle são mantidos constante. Através desta estratégia, o controlador BRNMPC calcula as ações de controle apenas nos pontos especificados dentro do horizonte de predição. Além disso, uma funcionalidade adicional do BRNMPC faz com que a função objetivo (Eq. 1) também seja calculada apenas em pontos específicos dentro do horizonte de predição.

O número de ações foi determinado considerando a dinâmica mais rápida de resposta da pressão em relação ao nível, desta forma, adotou-se a distribuição das ações de forma concentrada no início com o intuito de favorecer o controle de pressão. Como a característica da configuração do controlador BRNMPC, necessita que as ações sejam formatadas em forma de série, visando manter o horizonte de predição e controle previamente determinados, e não sobrecarregar o recurso computacional, estabeleceu-se a Série de Fibonacci a partir do segundo termo, conforme mostra a Tabela 7: Configuração dos controladores MPC e NMPC

*Tabela 7: Configuração dos controladores MPC e NMPC*

Período de amostragem	15	Segundos
Horizonte de Predição “Avaliar predição em:”	15; 30; 45; 60; 90; 150; 240; 390; 630; 1020; 1650	Segundos
Horizonte de controle “Calcular Movimentos em:”	15; 30; 45; 60; 90; 150; 240; 390; 630	Segundos

b. Peso do Erro ( $\gamma_i$ ) e Supressão de Movimentos ( $\lambda_i$ )

Basicamente, os parâmetros de sintonia dos controladores MPC são ajustados através de procedimentos de tentativa e erro (Al-Ghazzawi *et al.*, 2001). Outros trabalhos também relatam o uso de forma heurística (Perez, 2012; Ribeiro, 2012; Meien *et al.*, 2004). Além disso, o uso de MPC para processos não-lineares é pouco comum (Xi, *et al.*, 2013), o que reforça a ideia de uso de heurística para sintonia. A escolha de parâmetros apropriados para  $\gamma_i$  e  $\lambda_i$  não é óbvia, e esta dificuldade é um dos desafios enfrentados pela indústria (Rawlings e Mayne, 2012).

Logo, uma boa sintonia dos controladores MPC é normalmente obtida através do uso de simulação *off-line* e da análise do desempenho do controlador *online*. A simulação é usada para determinar, via tentativa e erro, valores iniciais para os parâmetros (Darby e Nikolaou, 2012).

Portanto, as sintonias dos controladores NMPC e MPC foram realizadas a partir do conhecimento do processo e análise dos resultados de simulação. Como os vasos de processo atuam como capacitores, filtrando as perturbações para os processos subsequentes, permite-se que o nível varie em torno do *set-point*, não sendo desejável que o nível fique muito próximo do *set-point* ao custo de atuação frequente das válvulas de controle. Já para o controle de pressão espera-se o oposto, ou seja, que a pressão esteja a mais estável possível.

Duas sintonias foram avaliadas, a Sintonia 1 considerando ações mais lentas no controle de nível, conforme descrito acima, e a Sintonia 2, com parâmetros idênticos para todas as variáveis para servir de comparação. Os valores adotados foram obtidos através de tentativa e erro.

As Tabela 8 e 9 apresentam as sintonias adotadas.

*Tabela 8: Parâmetros para a “Sintonia 1”*

<b>Variável Controlada</b>	<b>Peso do erro (<math>\lambda</math>)</b>	<b>Variável Manipulada</b>	<b>Supressão de Movimentos (<math>\lambda_i</math>)</b>
h	1	LV01	12,5
P	1	PV01	2,5
h2	1	LV02	12,5
P2	1	PV02	5
h3	1	LV03	10

*Tabela 9: Parâmetros para a “Sintonia 2”*

<b>Variável Controlada</b>	<b>Peso do erro (<math>\lambda</math>)</b>	<b>Variável Manipulada</b>	<b>Supressão de Movimentos (<math>\lambda_i</math>)</b>
h	1	LV01	1
P	1	PV01	1
h2	1	LV02	1
P2	1	PV02	1
h3	1	LV03	1

c. Restrições

As restrições utilizadas estão relacionadas aos limites operacionais e ao range das válvulas de controle (0 – 100%). Na Tabela 10 estão as restrições para as variáveis controladas.

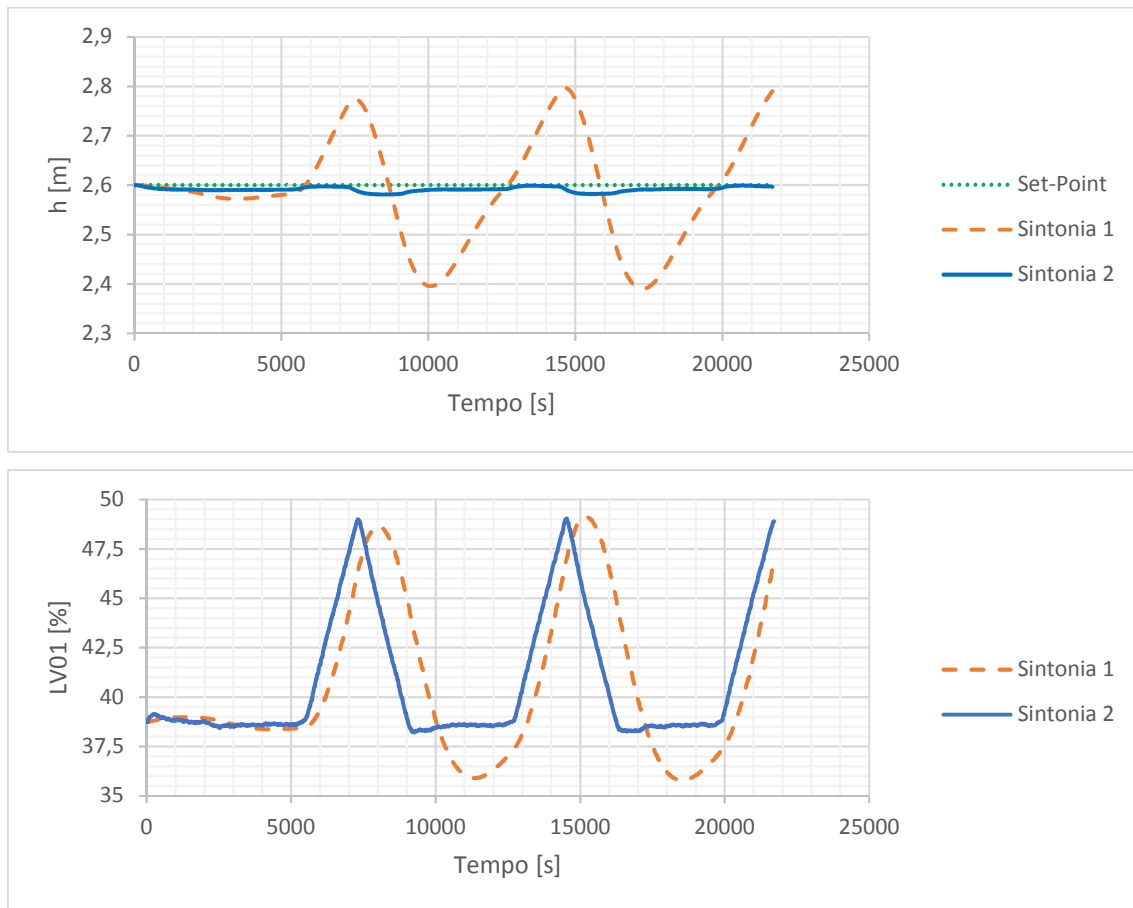
*Tabela 10: Restrições para as variáveis controladas*

<b>Variável</b>	<b>Limite Inferior</b>	<b>Limite Superior</b>
h	0 m	4,98 m
P	0 kPag	1500 kPag
h2	0 m	3,91 m
P2	0 kPag	150 kPag
h3	0 m	3,66 m

#### 4.4. RESULTADOS

Nesta seção são apresentados os resultados da comparação entre as duas sintonias para o controlador NMPC e da comparação entre os controladores PID, MPC e NMPC.

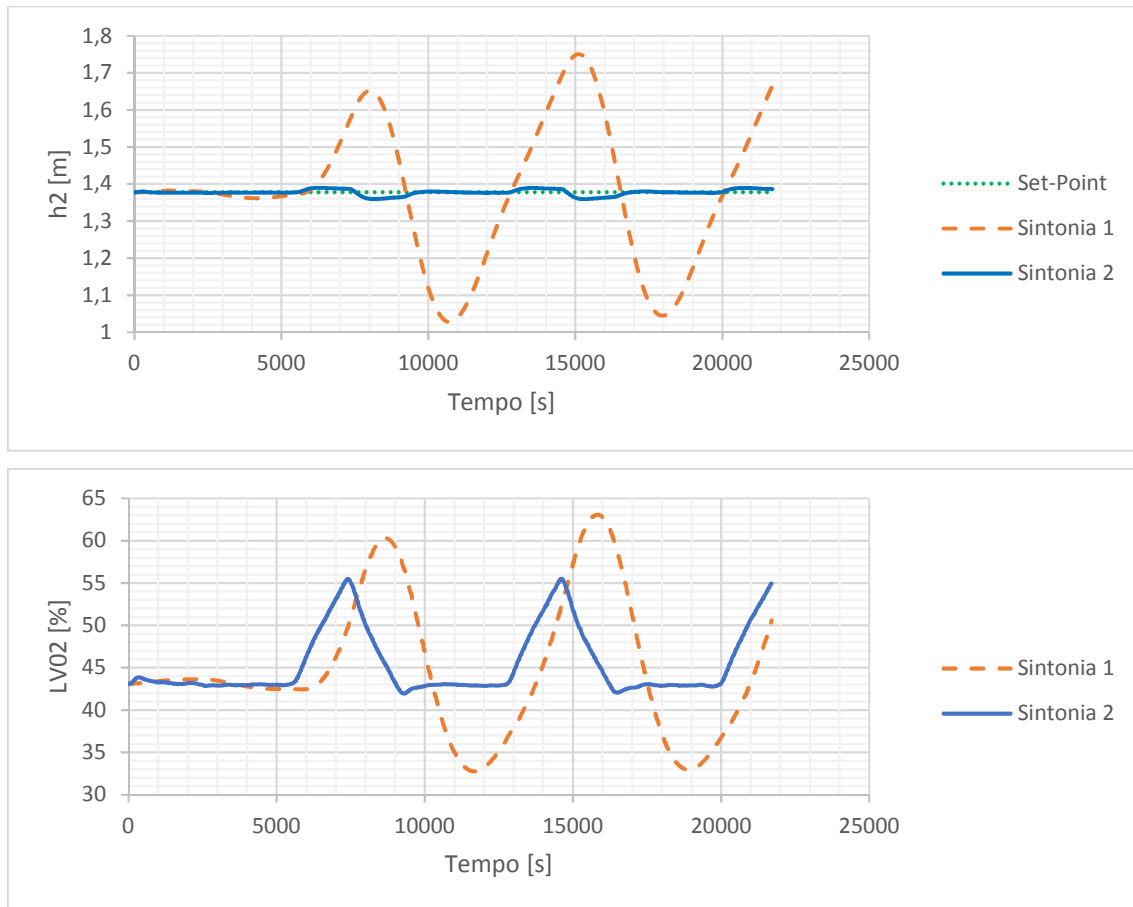
A Figura 34 apresenta os resultados para o controle do nível do vaso HP utilizando as duas sintonias e aplicando o distúrbio do regime de golfada na vazão da alimentação. O nível ( $h$ ) mostra-se bastante impactado pela sintonia, principalmente devido ao atraso na atuação da válvula (LV01) para a sintonia 1, já a sintonia 2 mostra-se capaz de antecipar a ação.



*Figura 34: Controle de nível de líquido do vaso HP para as duas sintonias do NMPC*

A Figura 35 mostra os resultados para o controle do nível do vaso LP. Novamente é possível observar o atraso na atuação da válvula (LV02) para a sintonia 1, impactando o

controle de nível ( $h_2$ ). Pelo fato deste nível apresentar dependência com o primeiro vaso (HP) o efeito é amplificado e LV02 mostra-se mais agressiva.



*Figura 35: Controle do nível de líquido do vaso LP para as duas sintonias do NMPC*

Para o controle do nível do vaso TO, Figura 36, de forma semelhante ao LP, devido ao distúrbio proveniente do controle dos demais separadores, o efeito do atraso da sintonia 1 é amplificado. A sintonia 2, por outro lado, consegue atenuar as oscilações da vazão de alimentação.



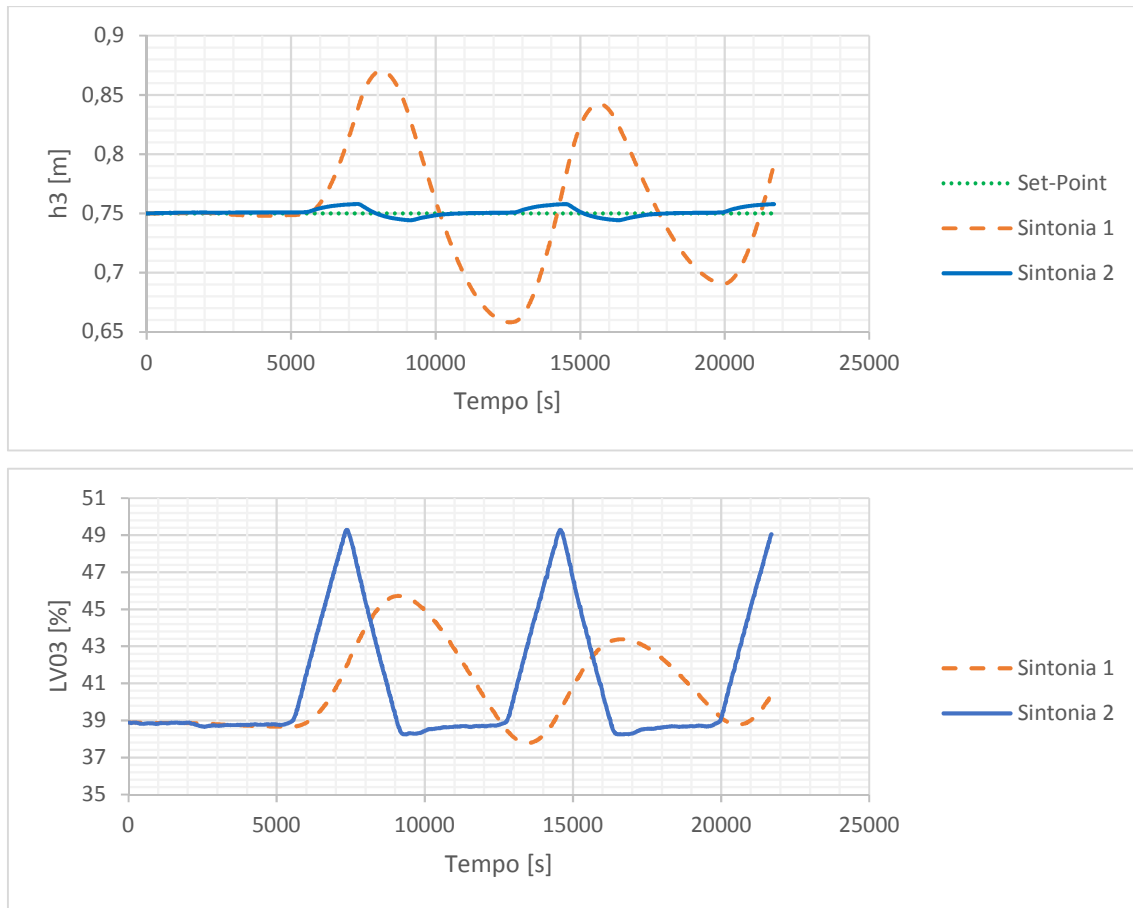
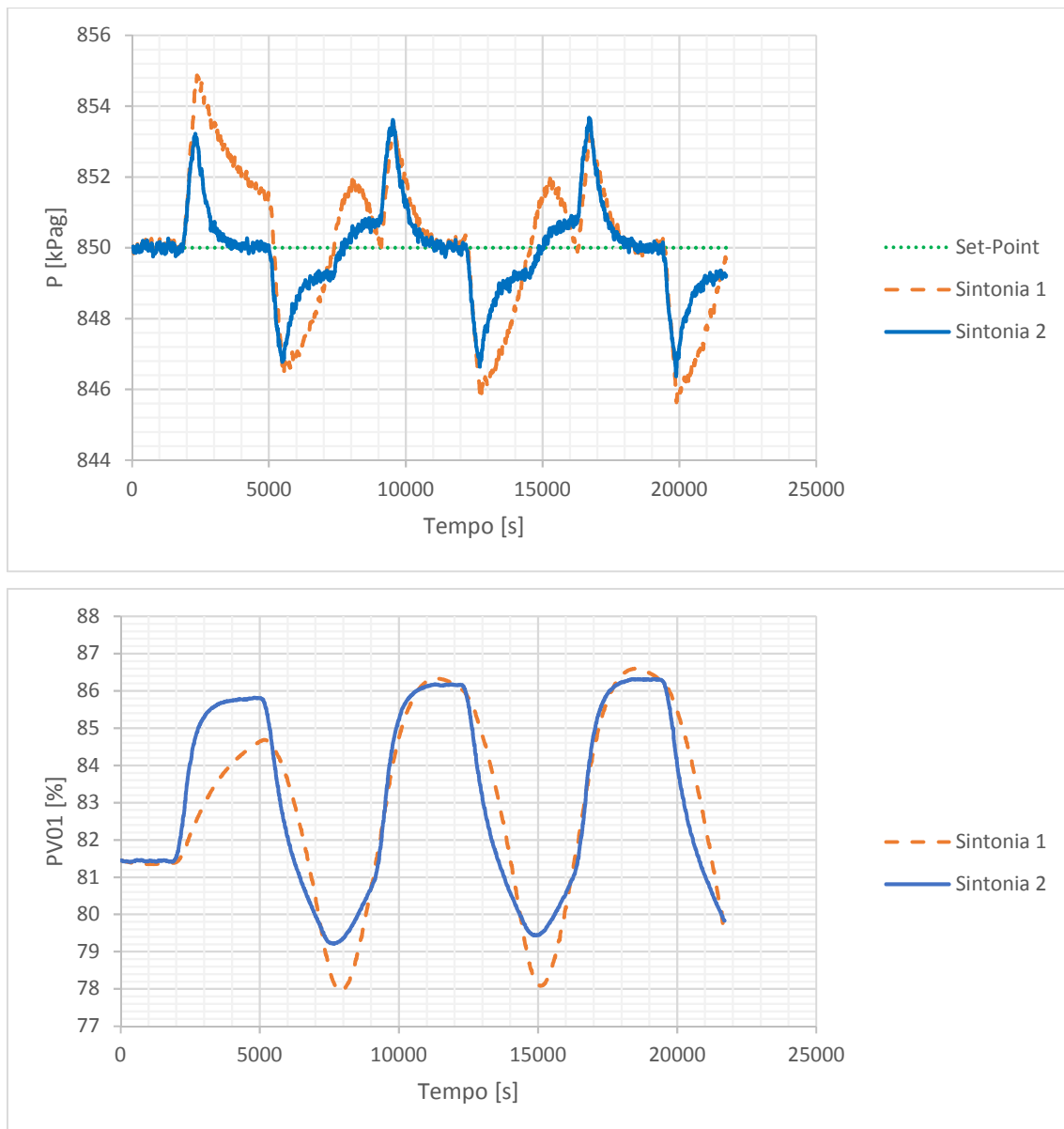
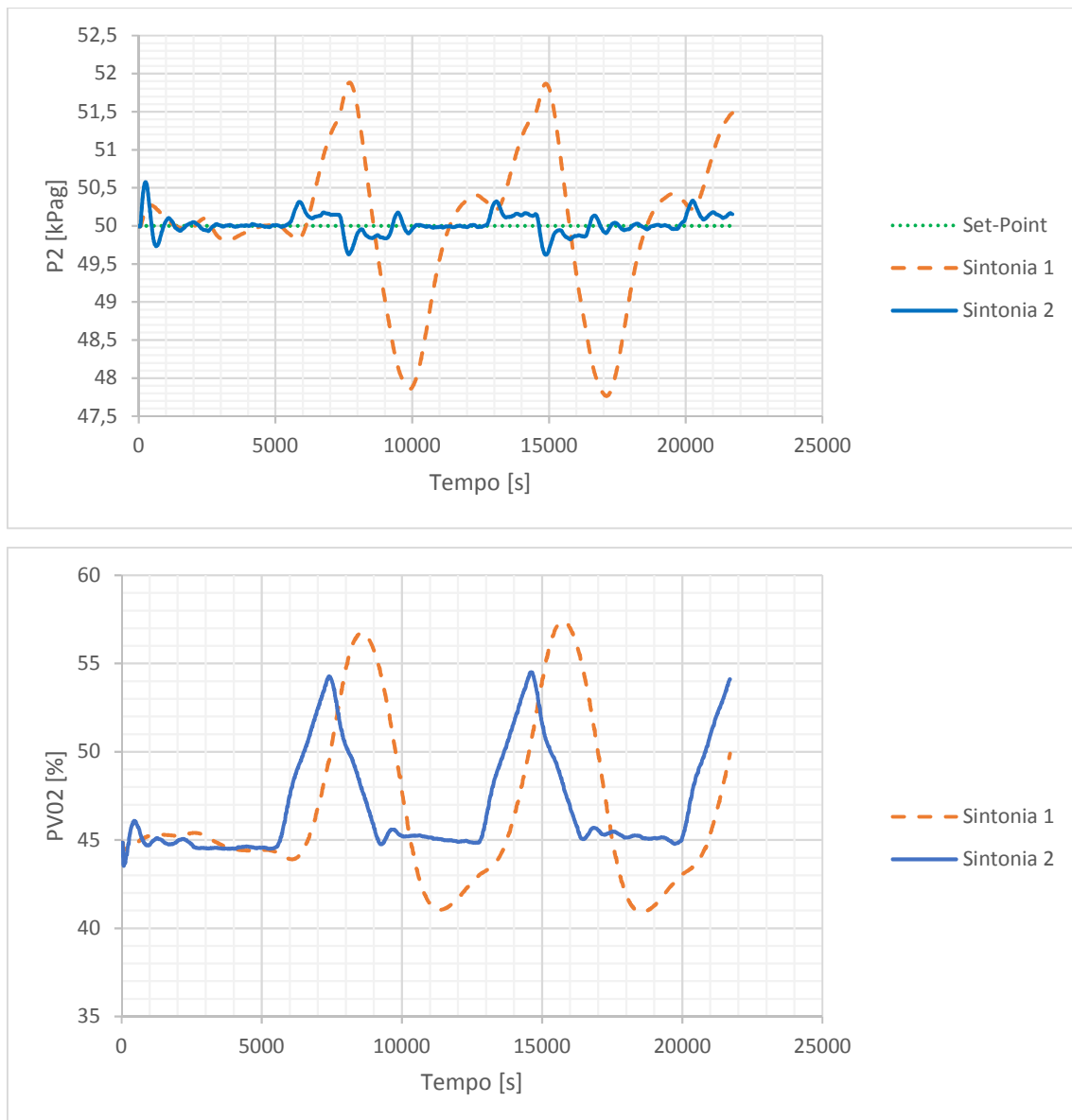


Figura 36: Controle do nível de interface do vaso TO para as duas sintonias do NMPC

Observa-se nas Figura 37 e Figura 38 que a Sintonia 2 apresentou melhores resultados para o controle das pressões quando comparada com a Sintonia 1, já que as variáveis controladas apresentaram menores desvios em relação ao *set-point* para variações semelhantes nas variáveis manipuladas. Nota-se o caráter de antecipação na atuação e perfil semelhante aos distúrbios aplicados na entrada da unidade.

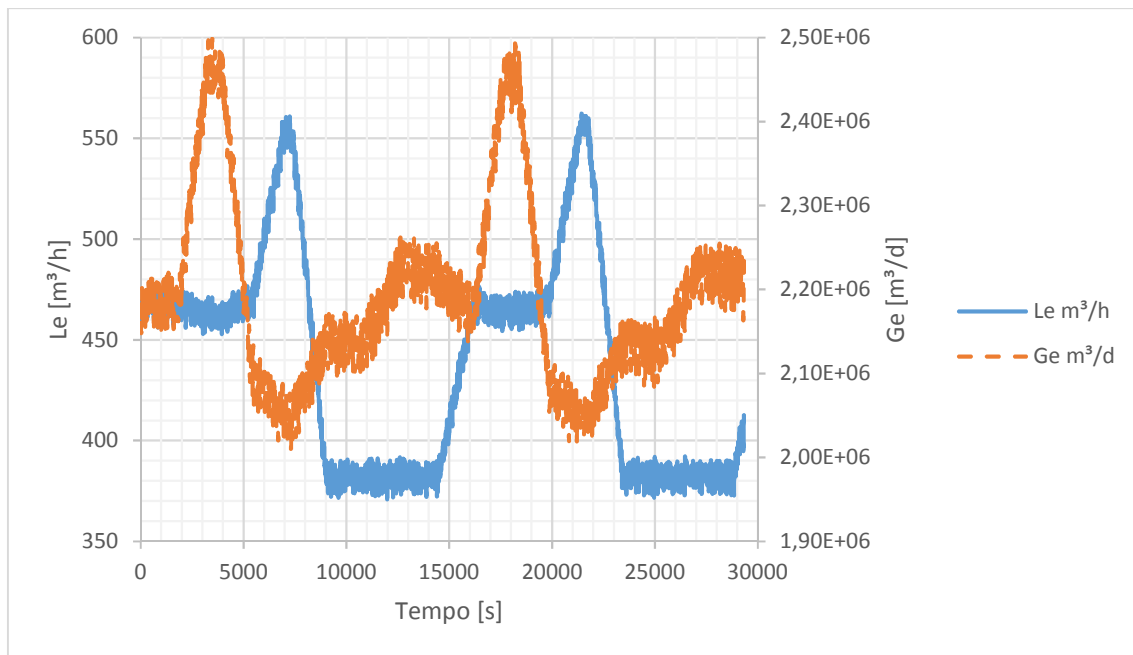


*Figura 37: Controle da pressão do vaso HP para as duas sintonias do NMPC*



*Figura 38: Controle da pressão do vaso LP para as duas sintonias do NMPC*

De forma a validar os resultados obtidos para as sintonias do NMPC, foi realizada outra rodada de simulações, onde a perturbação na entrada foi modificada, conforme a Figura 39.



*Figura 39: Perturbação na entrada (Le – vazão de líquido e Ge – vazão de gás)*

Os resultados podem ser observados nas Figura 40 a Figura 44. Nota-se pelos resultados que a sintonia 2 manteve melhor desempenho, pois as variáveis controladas se mostram mais estáveis e próximas ao *set-point*, além disso as variáveis manipuladas apresentarem menor variação.

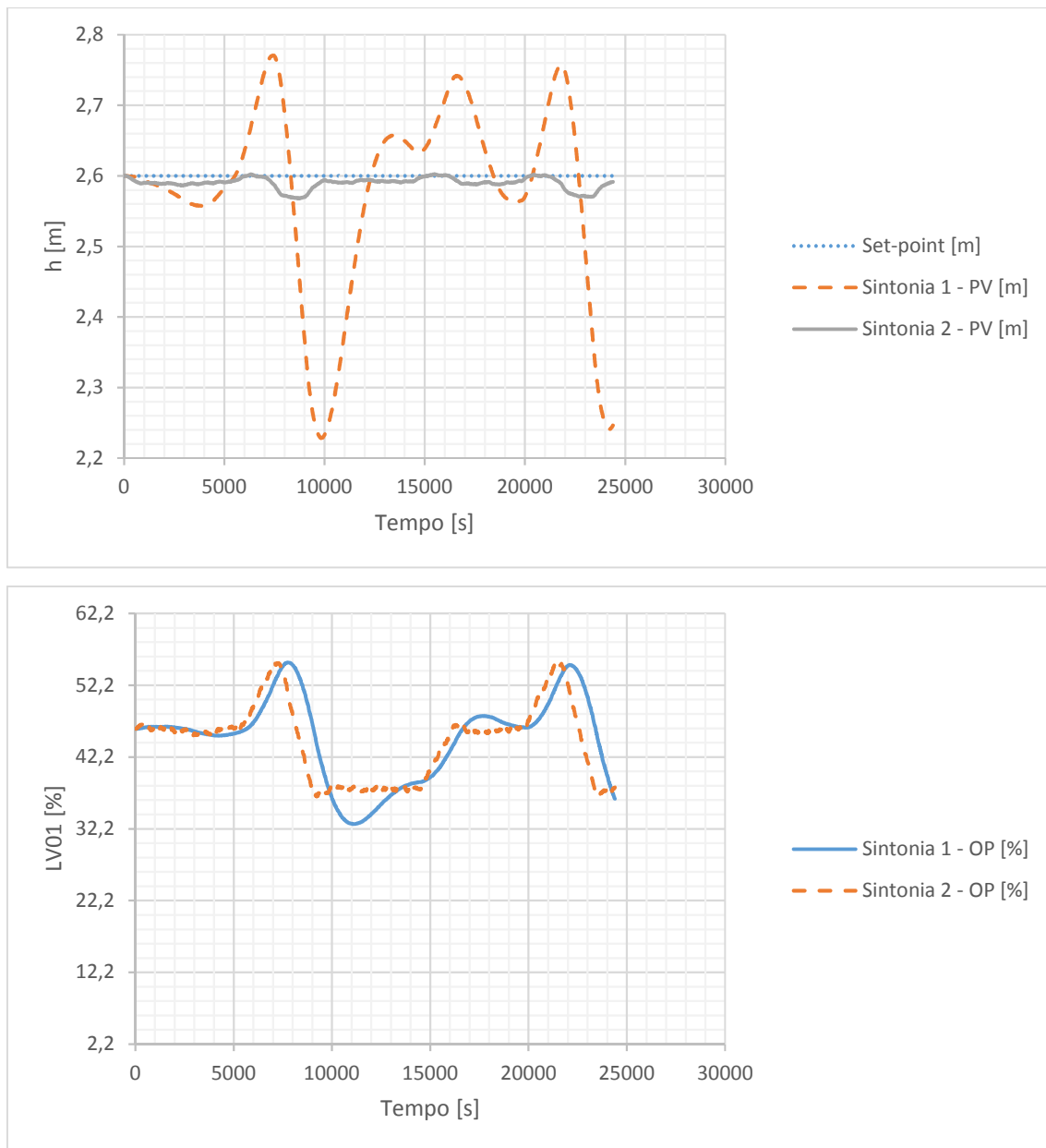
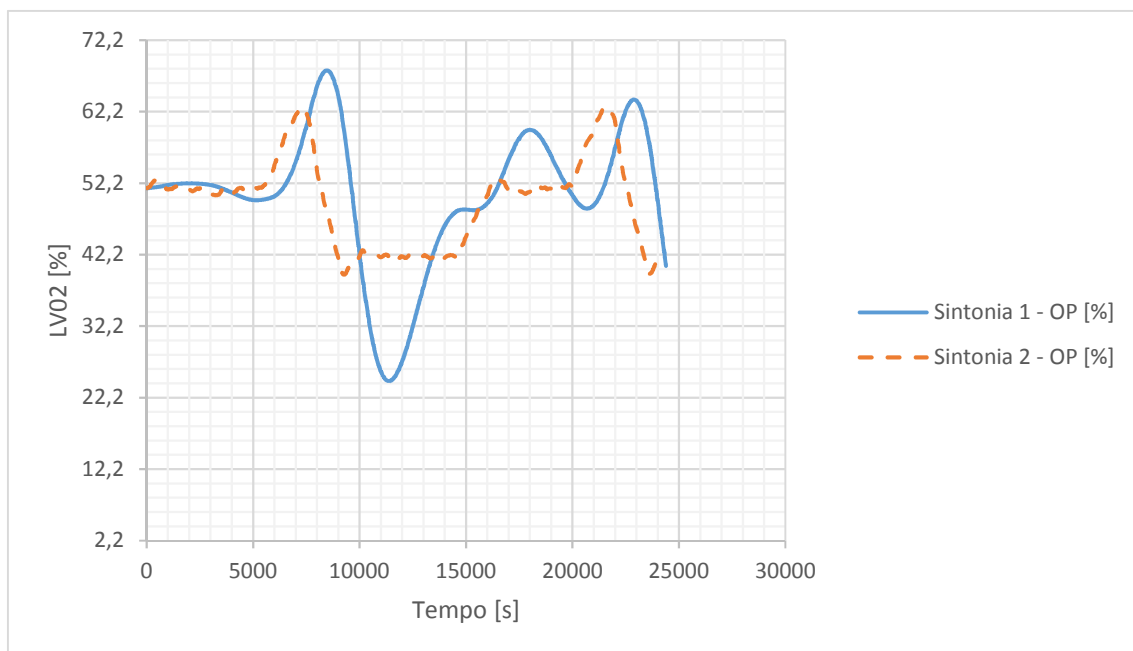
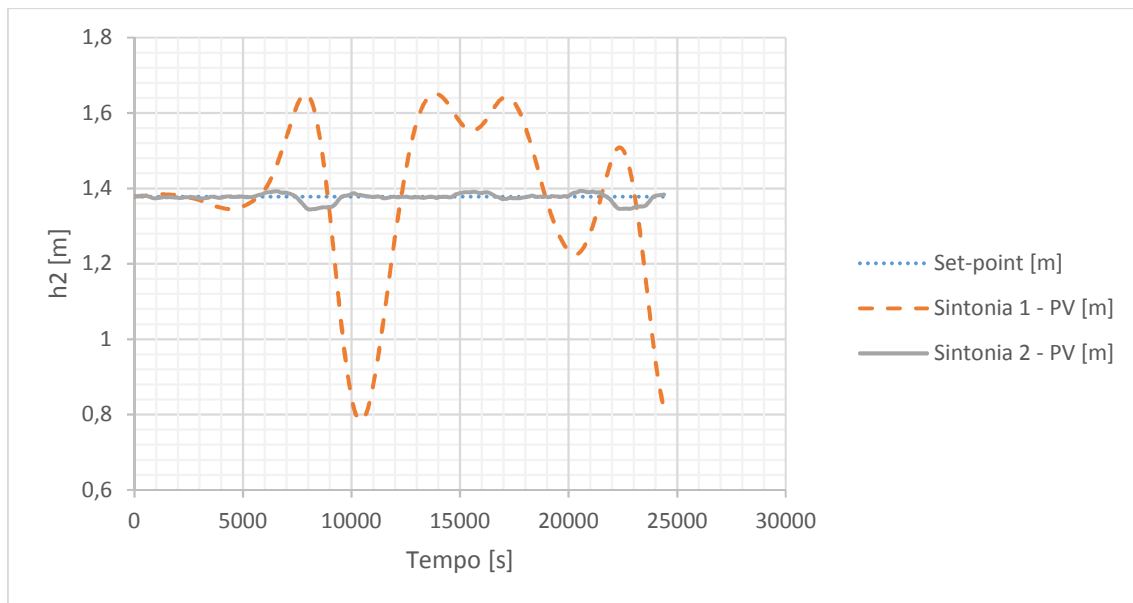
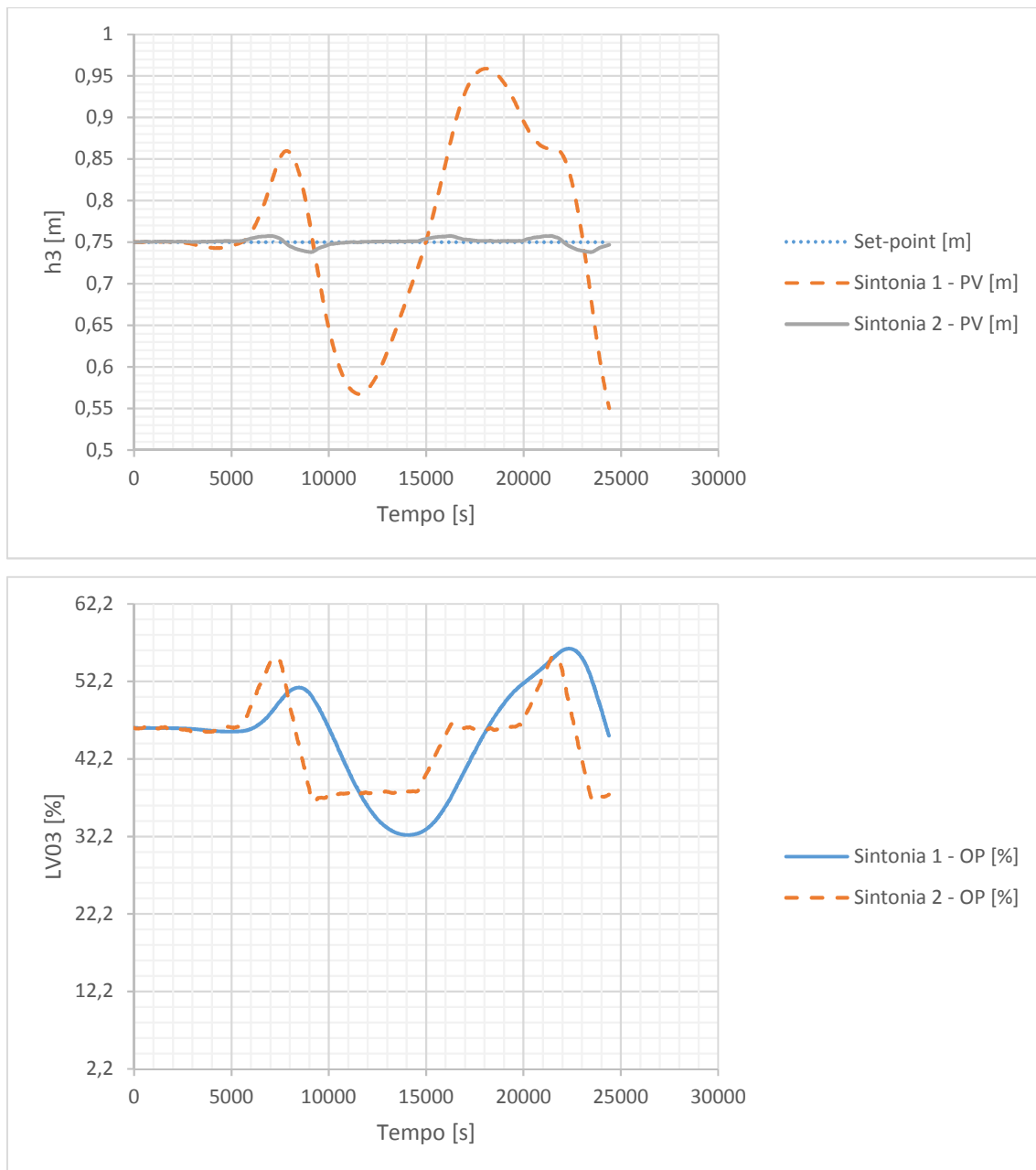


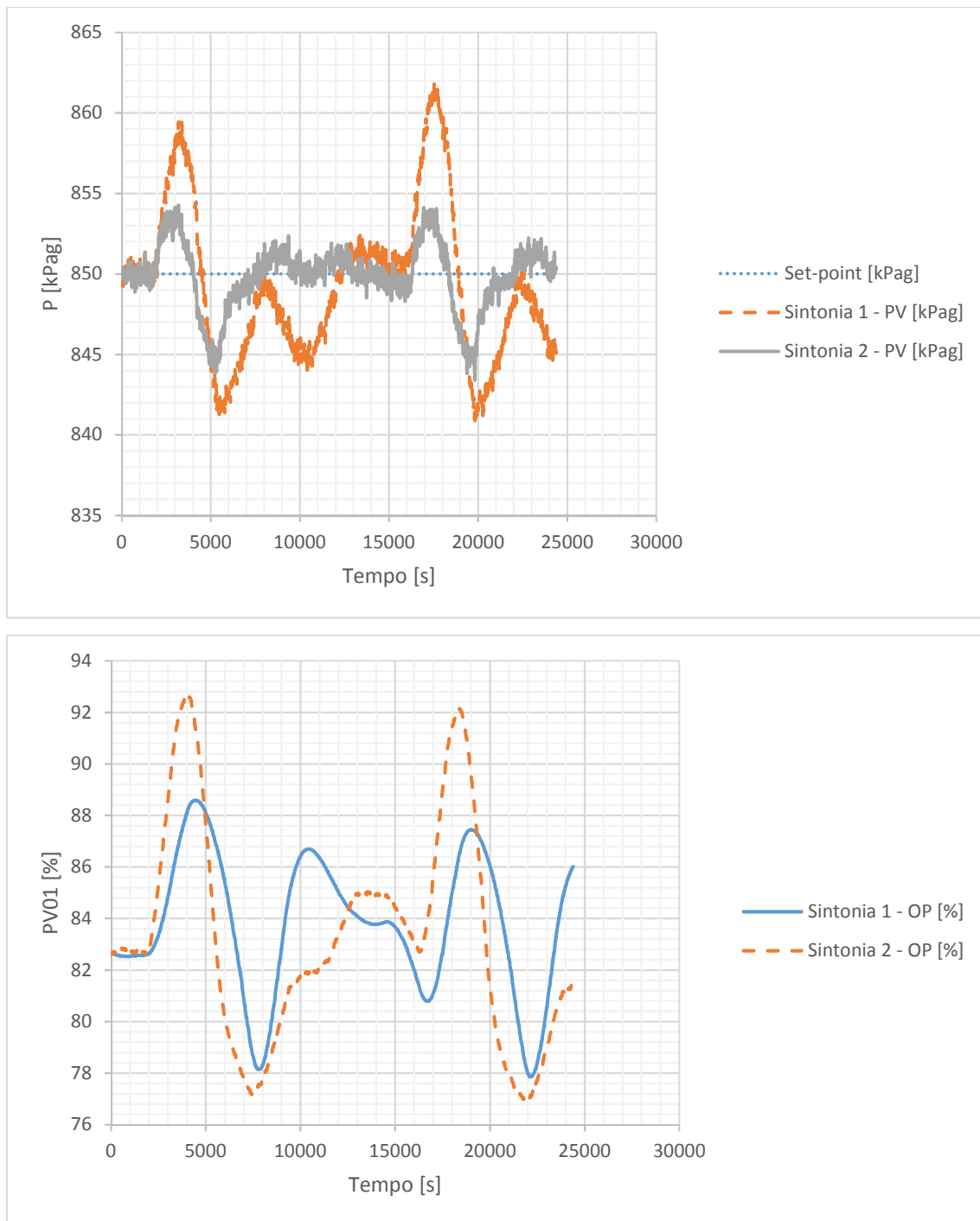
Figura 40: Controle do nível de líquido do vaso HP para o segundo distúrbio



*Figura 41: Controle do nível de líquido do vaso LP para o segundo distúrbio*

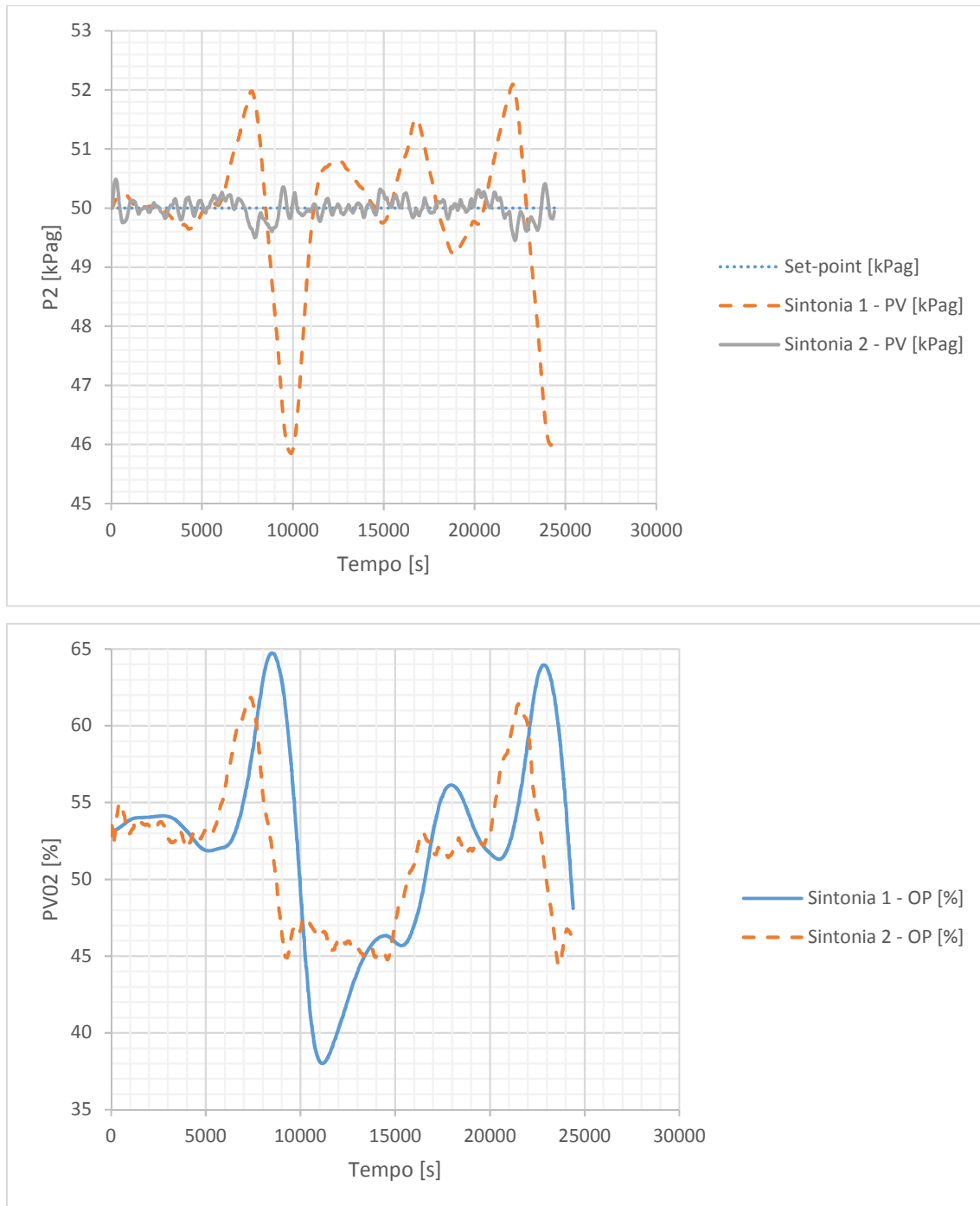


*Figura 42: Controle do nível de líquido do vaso TO para o segundo distúrbio*



*Figura 43: Controle de pressão do vaso HP para o segundo distúrbio*





*Figura 44: Controle da pressão do vaso LP para o segundo distúrbio*

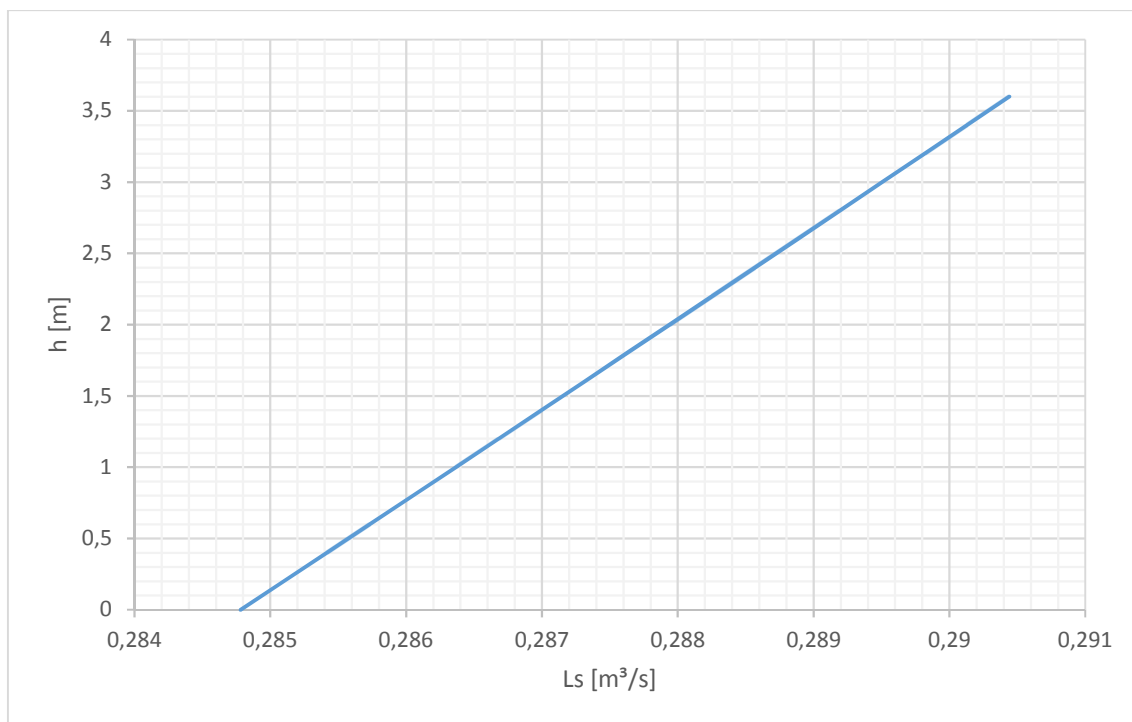
Logo, adotando-se a sintonia 2 como referência, procedeu-se com a comparação entre os diferentes tipos de controladores (PID, MPC e NMPC).

O modelo linear (MPC) foi obtido através de linearização em torno do estado estacionário por expansão em série de Taylor.

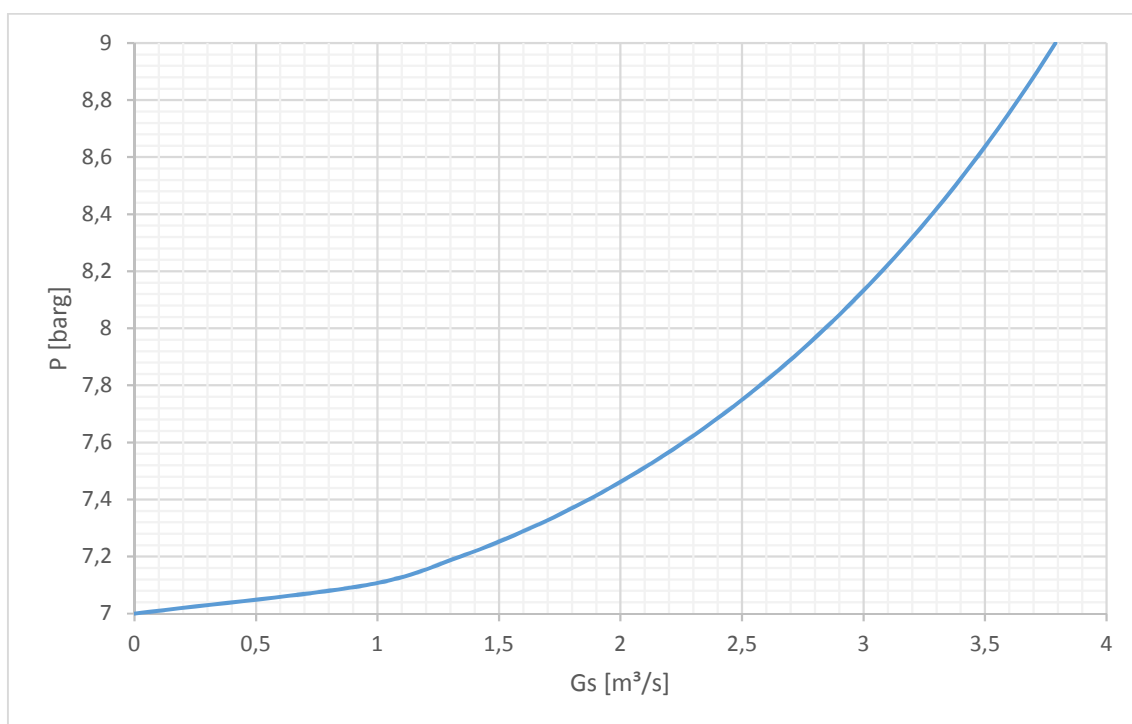
$$\begin{aligned}
y &= f(x) \\
y &\cong f(\bar{x}) + \left. \frac{df}{dx} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x}) \\
y - \bar{y} &\cong \left. \frac{df}{dx} \right|_{x=\bar{x}} (x - \bar{x})
\end{aligned}
\tag{Eq. 31}$$

Os resultados são apresentados nas Figura 47 a Figura 51, quando a planta está sujeita ao distúrbio da vazão de alimentação dado pela Figura 33. Analisando os resultados nota-se que o NMPC apresenta os melhores resultados nos controles de nível e pressão quando comparado com o controle PID. Tal vantagem se deve ao modelo considerar a influência das variáveis controladas dos vasos anteriores, característica que não está presente no tradicional PID.

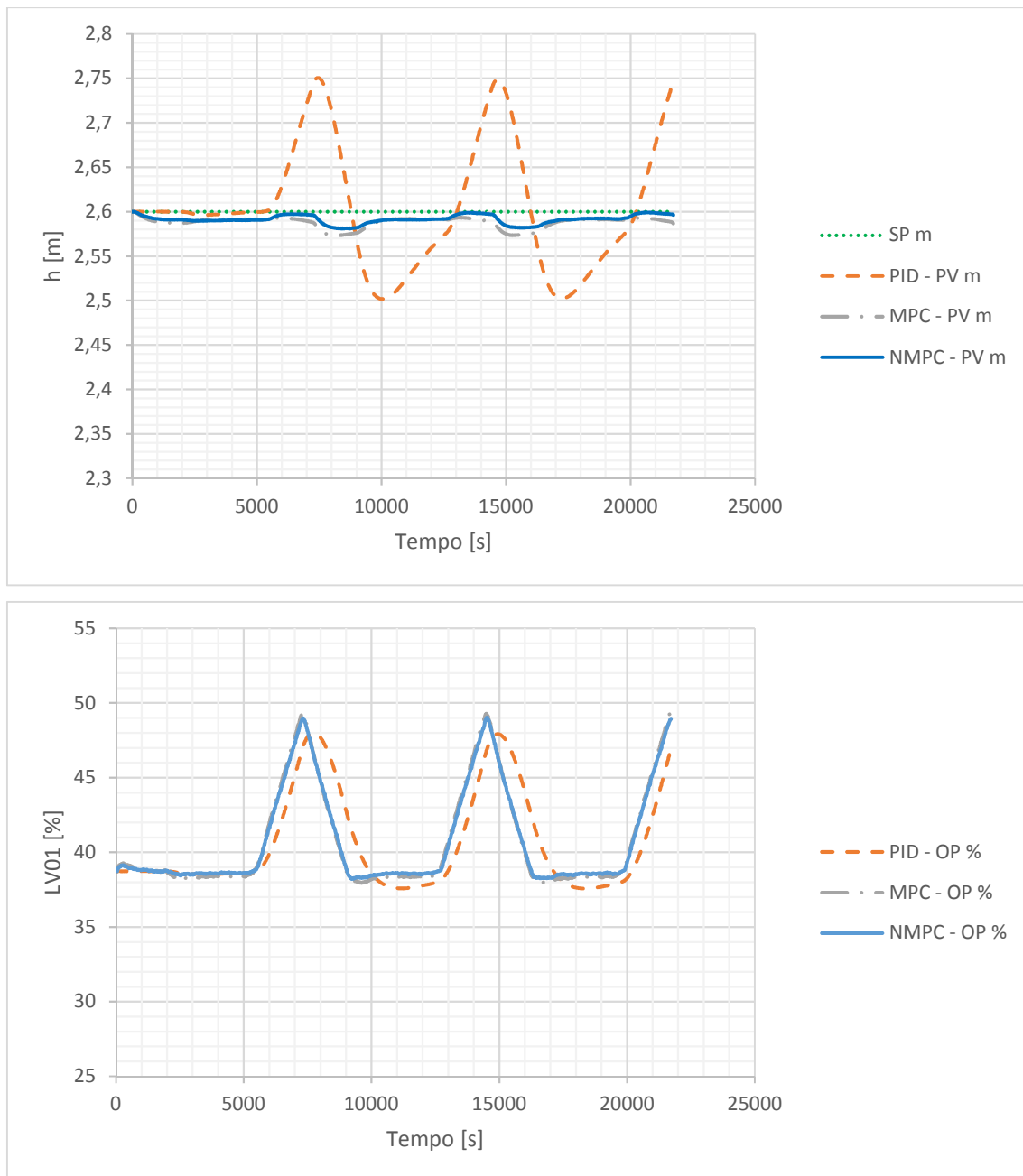
O controle MPC mostrou-se semelhante ao NMPC para os níveis e pior para as pressões. Esse resultado é explicado devido a maior não linearidade das equações de pressão do que aquela encontrada nas equações de nível (Figura 45 e Figura 46), de forma que ao linearizar o sistema a variável pressão perde mais informações e, portanto, empobrece a capacidade de predição do modelo. Ao sair da região de validade do modelo linearizado, os resultados do modelo divergem da planta e consequentemente a predição falha.



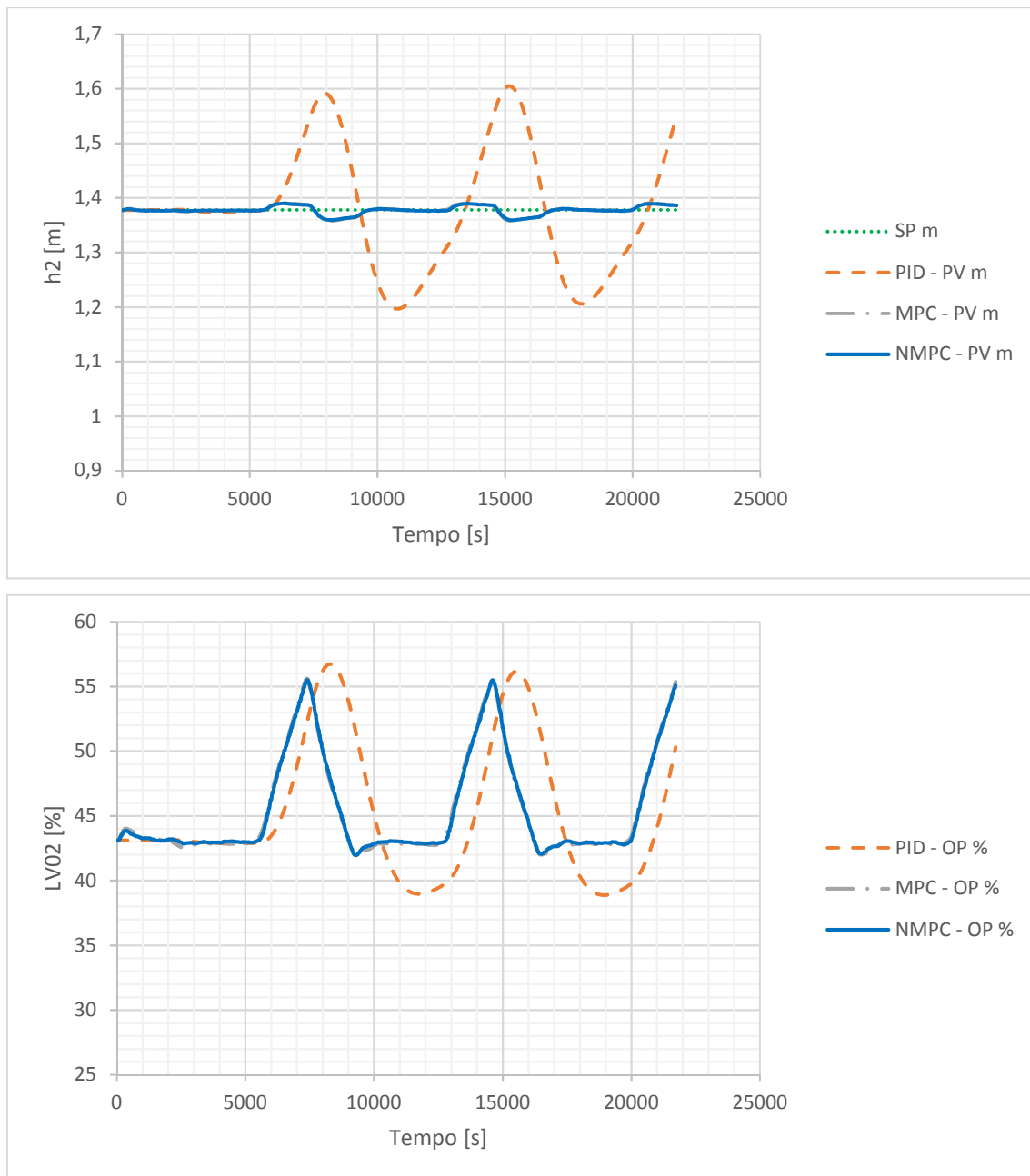
*Figura 45: Relação entre nível (h) e vazão de líquido na saída (Ls) do vaso HP*



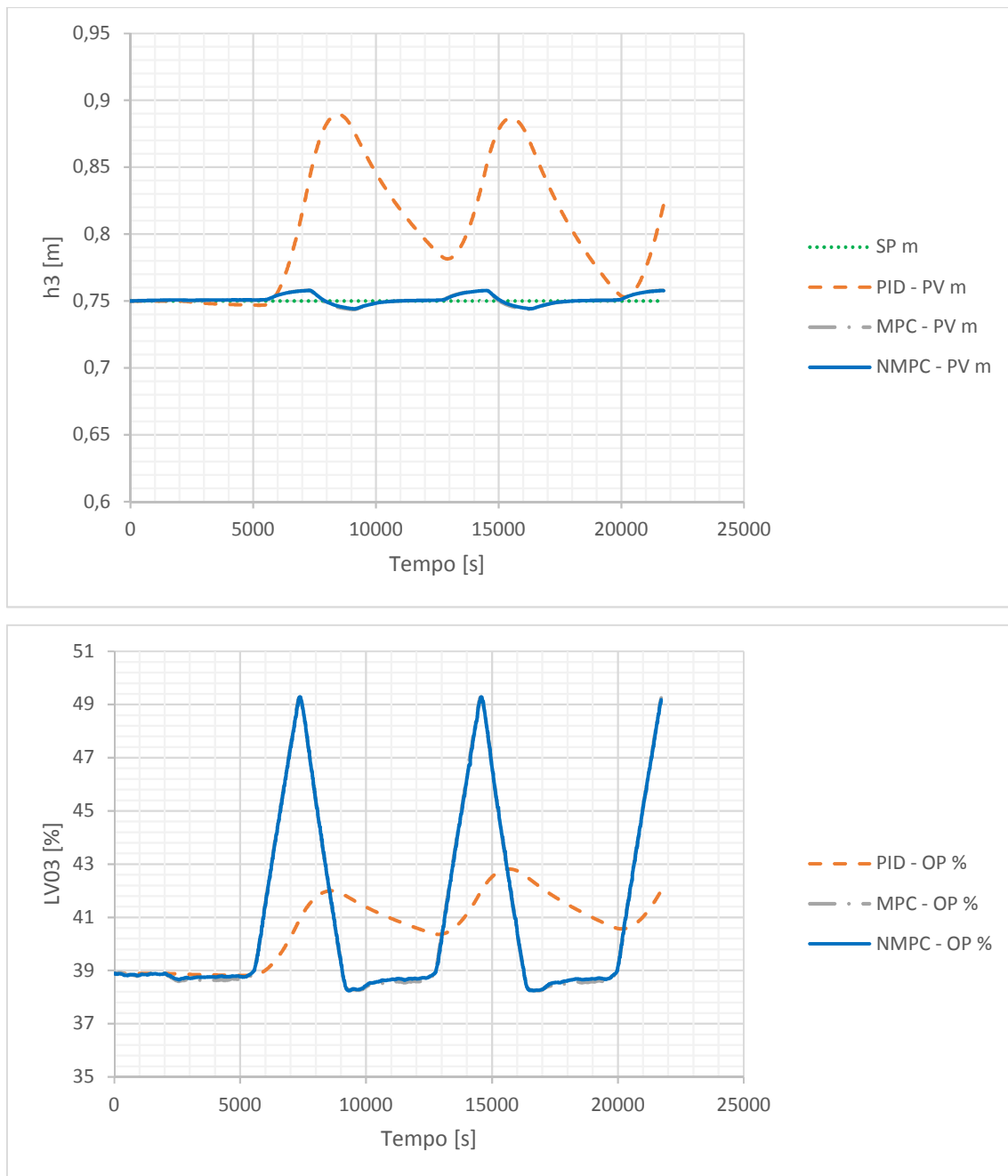
*Figura 46: Relação entre pressão (P) e vazão de gás na saída (Gs) do vaso HP*



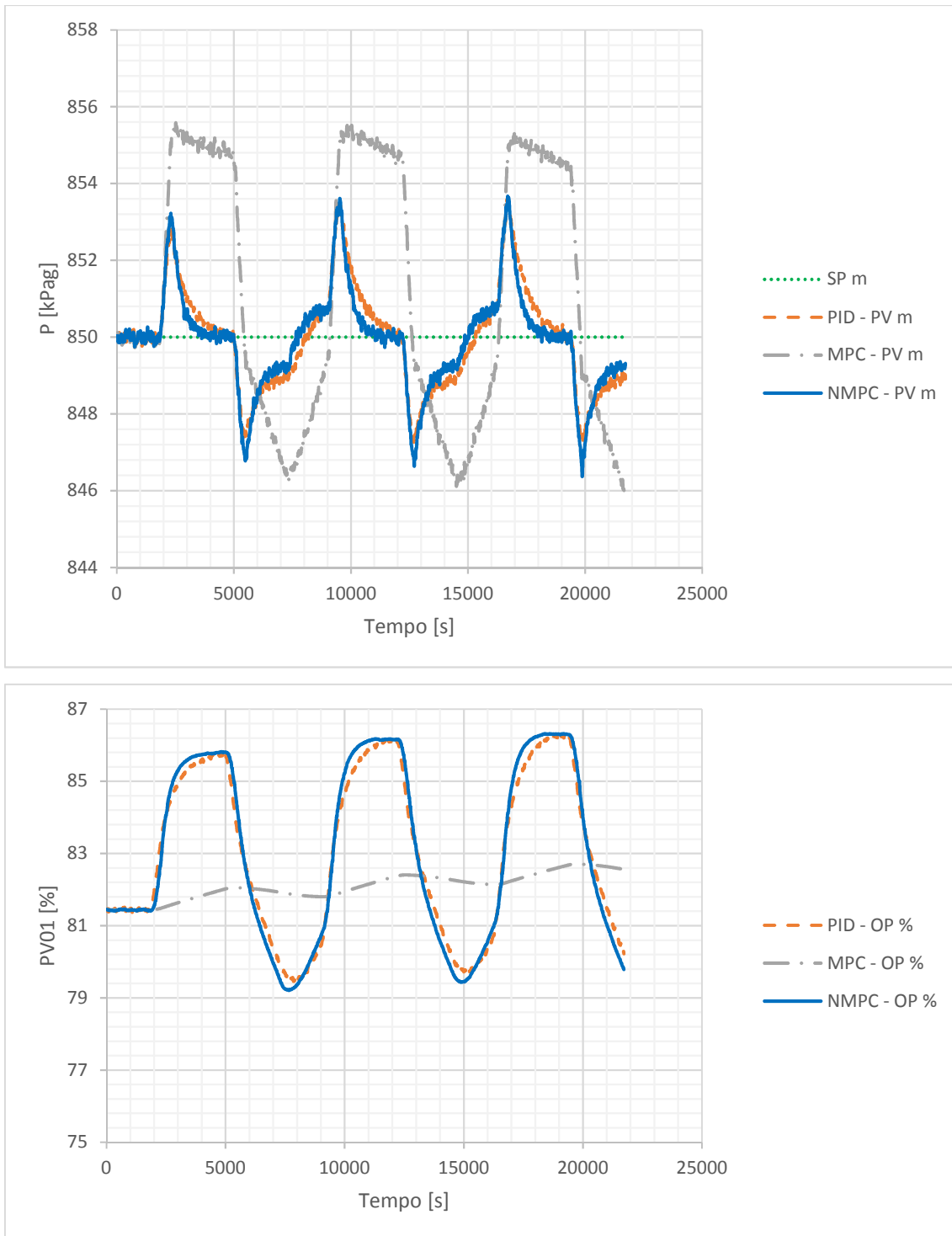
*Figura 47: Controle do nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID.*



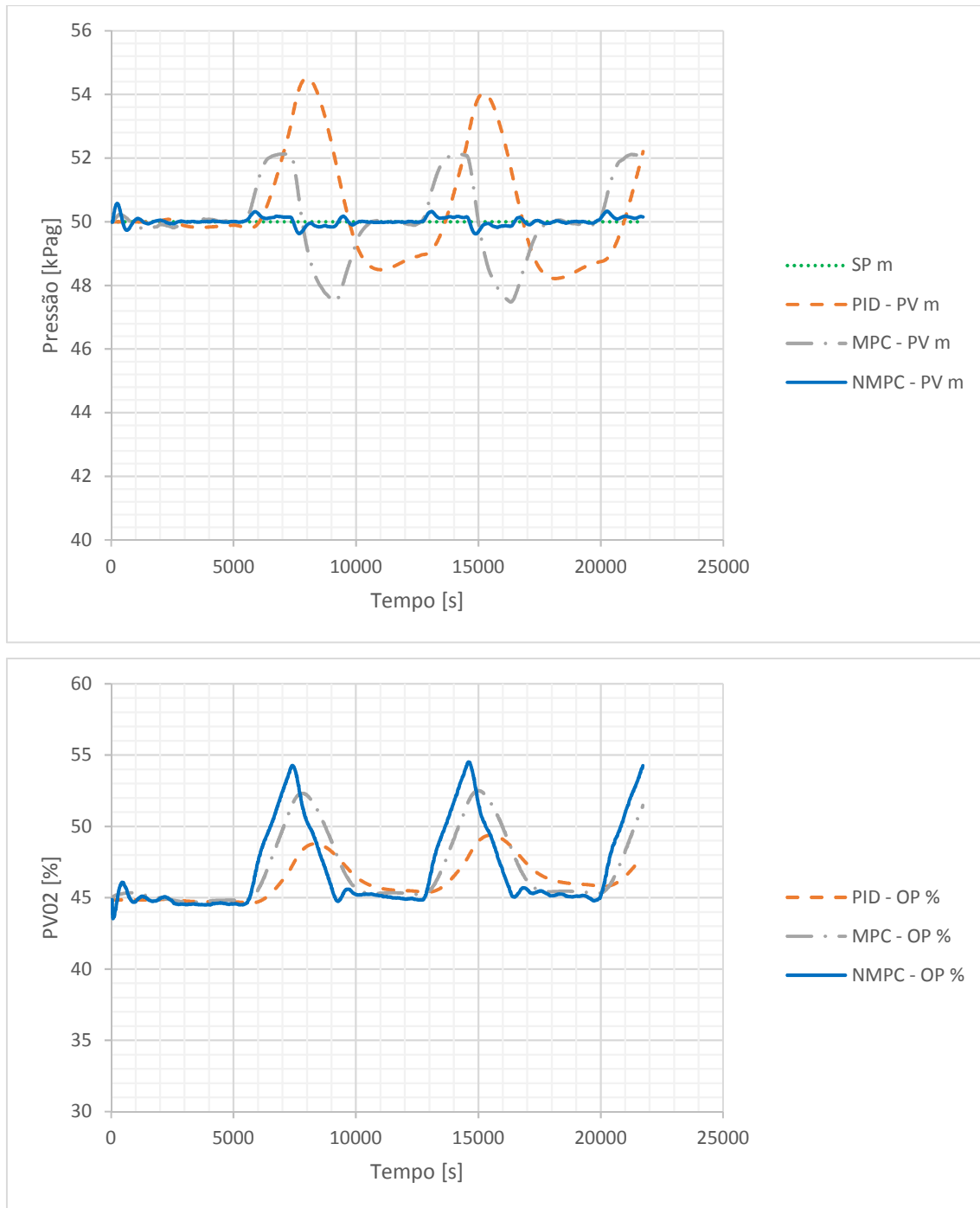
*Figura 48: Controle do nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID*



*Figura 49: Controle do nível de interface do vaso TO realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID*



*Figura 50: Controle da pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID.*

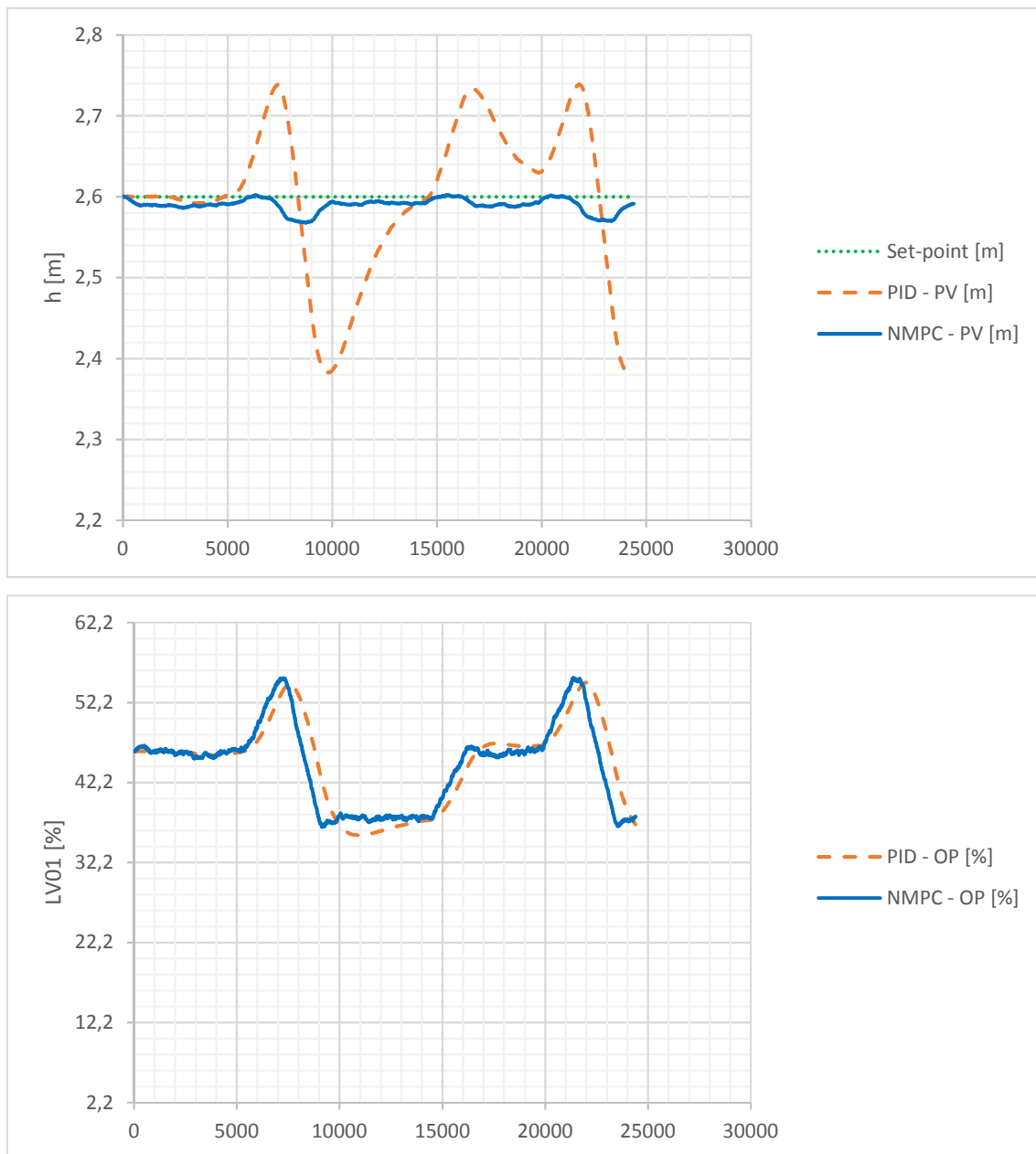


*Figura 51: Controle da pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC, MPC e PID*

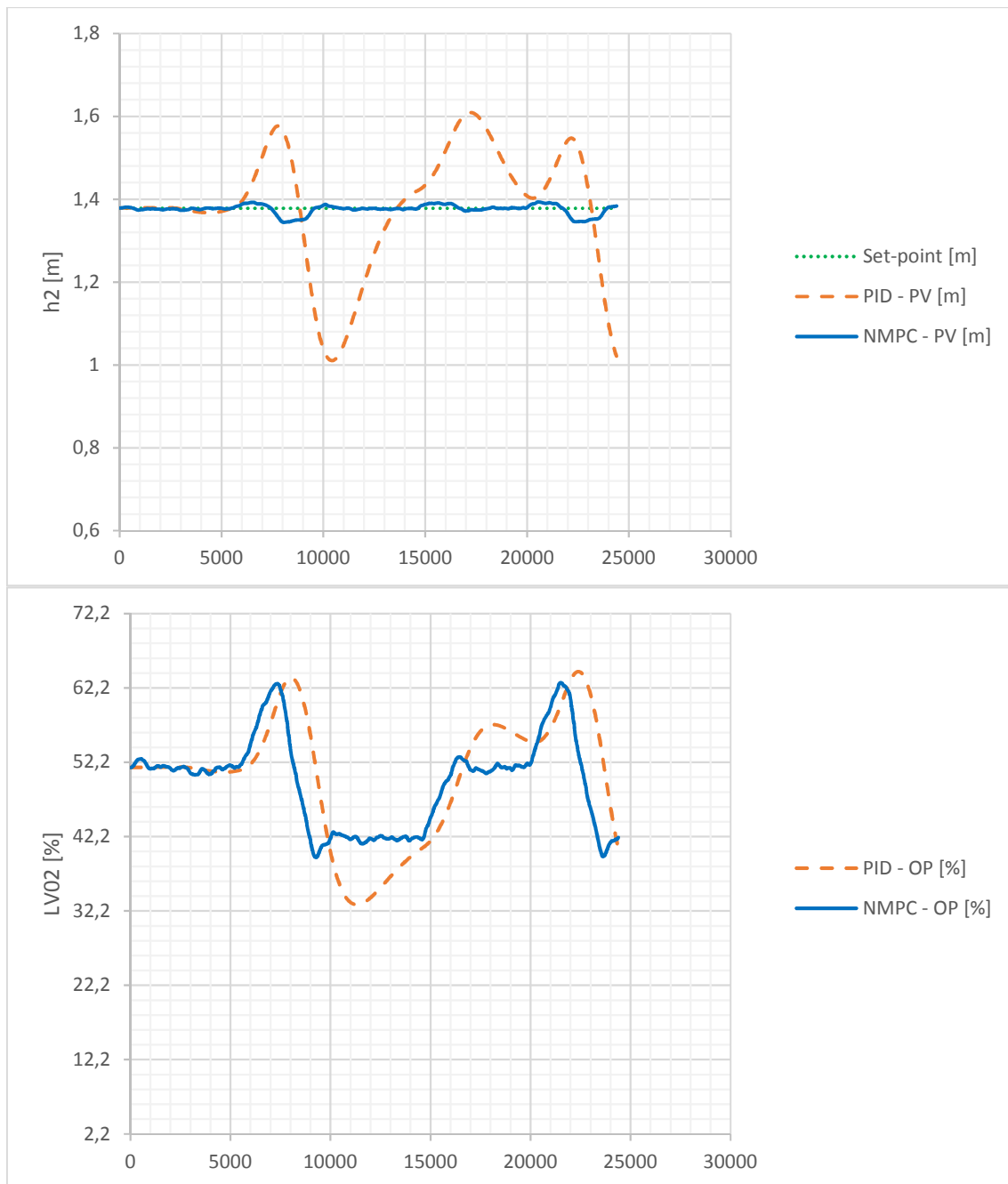
Independente da qualidade sintonia do controlador PID, simplesmente pelo fato dele ser ajustado para um ponto de operação, é possível concluir que o controlador NMPC possui vantagem por não ser necessária sua reparametrização caso as condições operacionais mudem, ou seja, caso se deseje operar em outro ponto, o controlador irá se



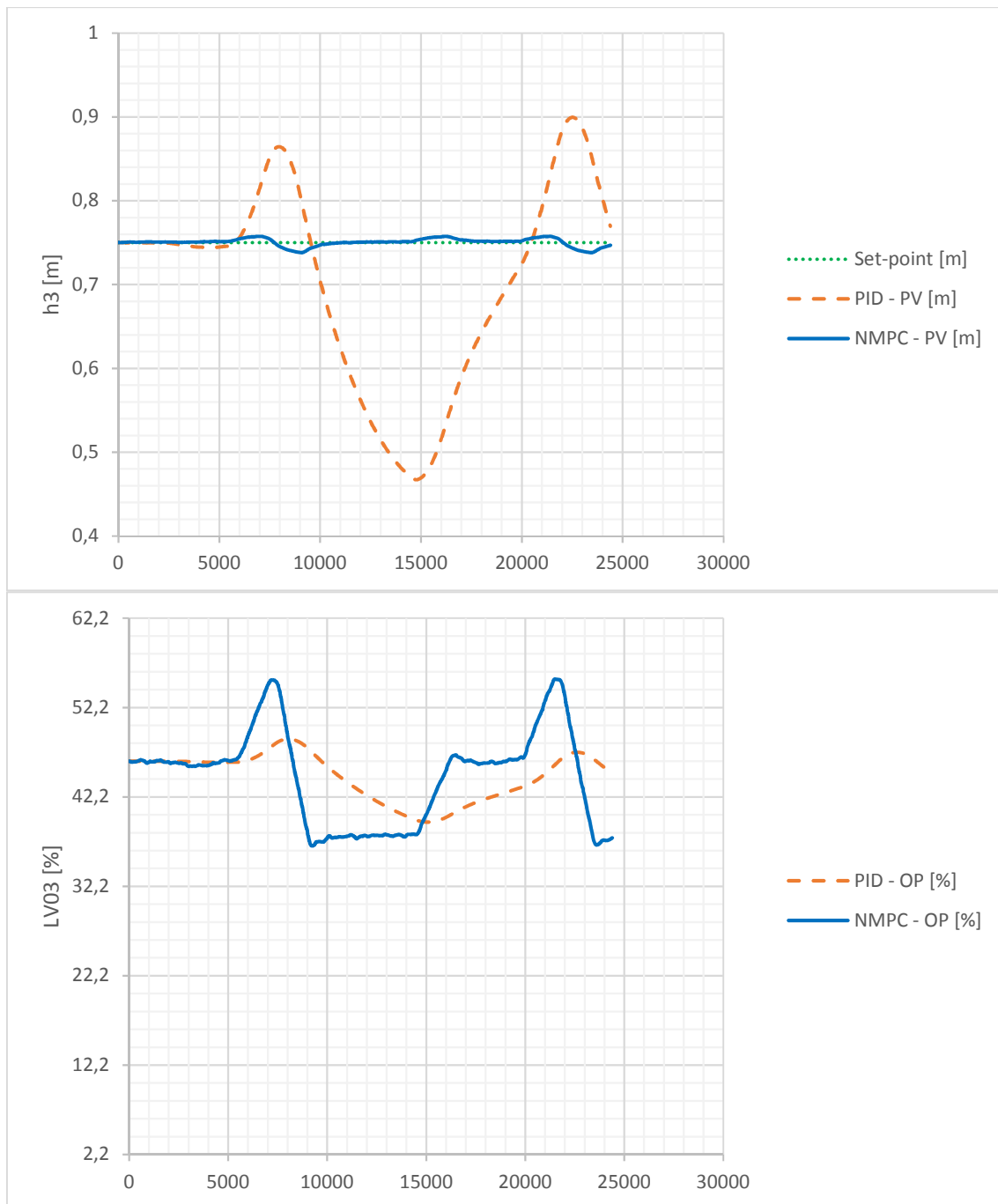
ajustar às novas condições, as Figura 52 a Figura 56 apresentam a comparação entre o controle NMPC (com a sintonia 2) e o controle PID para a perturbação apresentada na Figura 39.



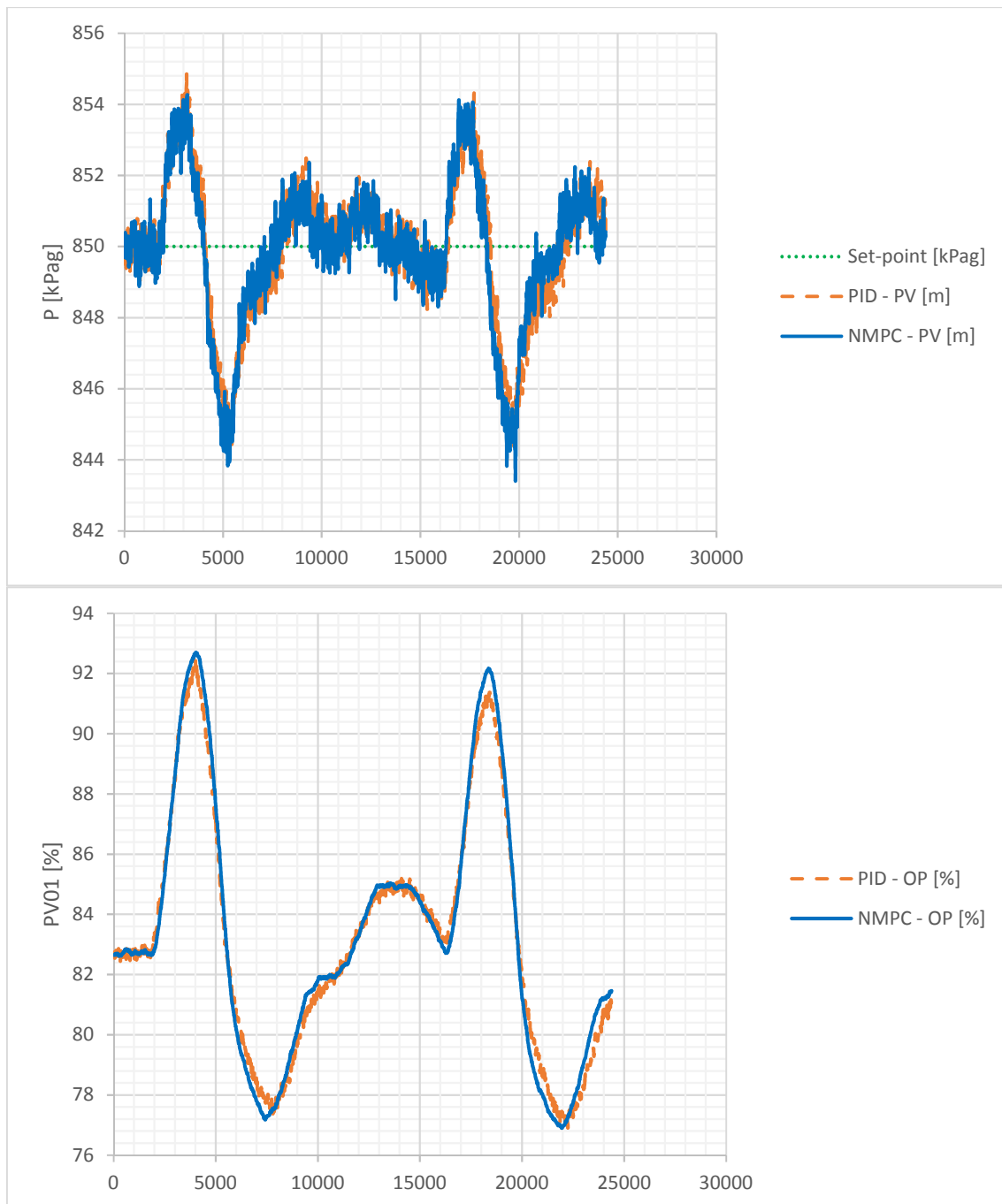
*Figura 52: Controle de nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio.*



*Figura 53: Controle de nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio.*



*Figura 54: Controle de nível de líquido do vaso TO realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio.*



*Figura 55: Controle de pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio*

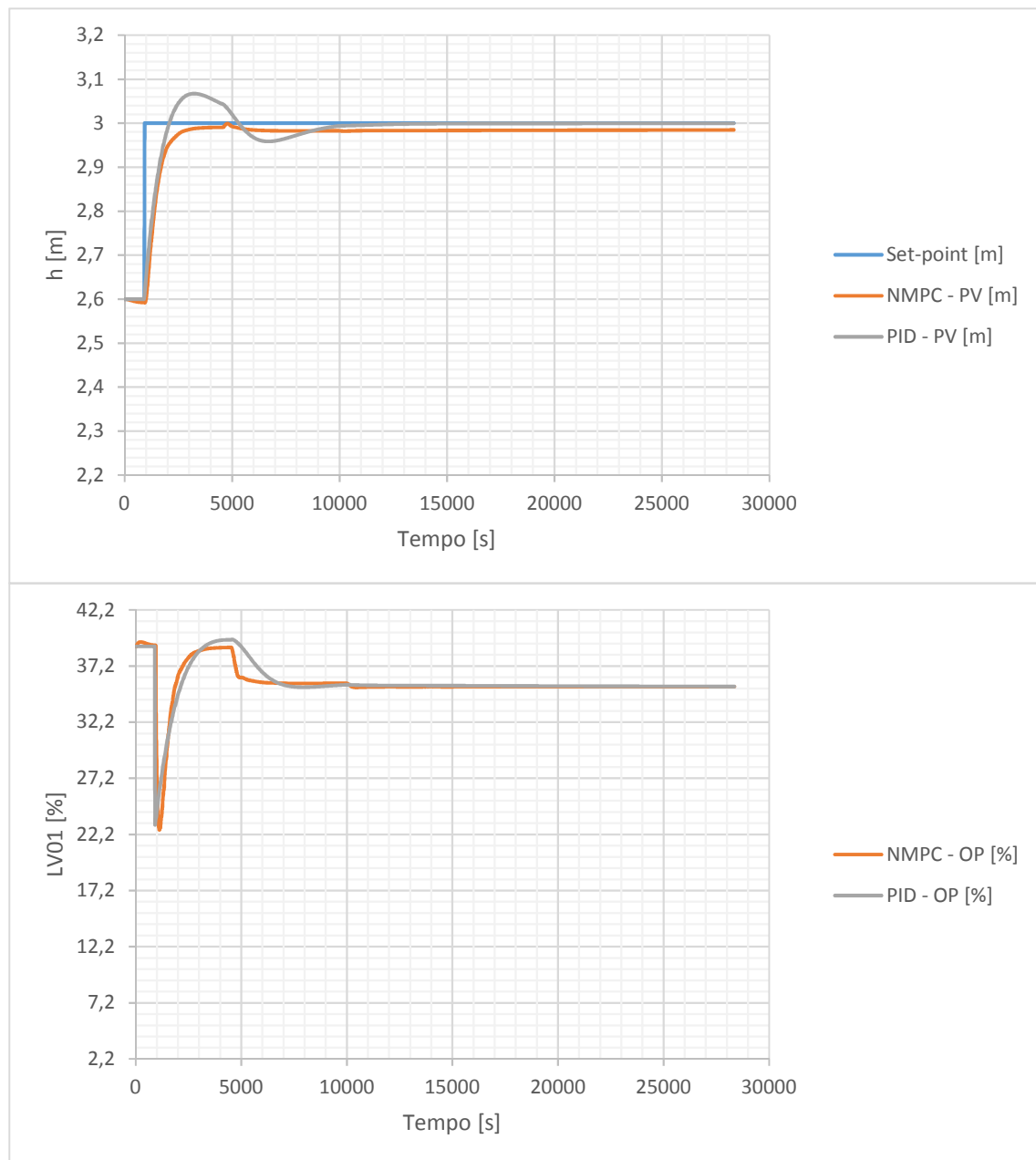


*Figura 56: Controle de pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para o segundo distúrbio*

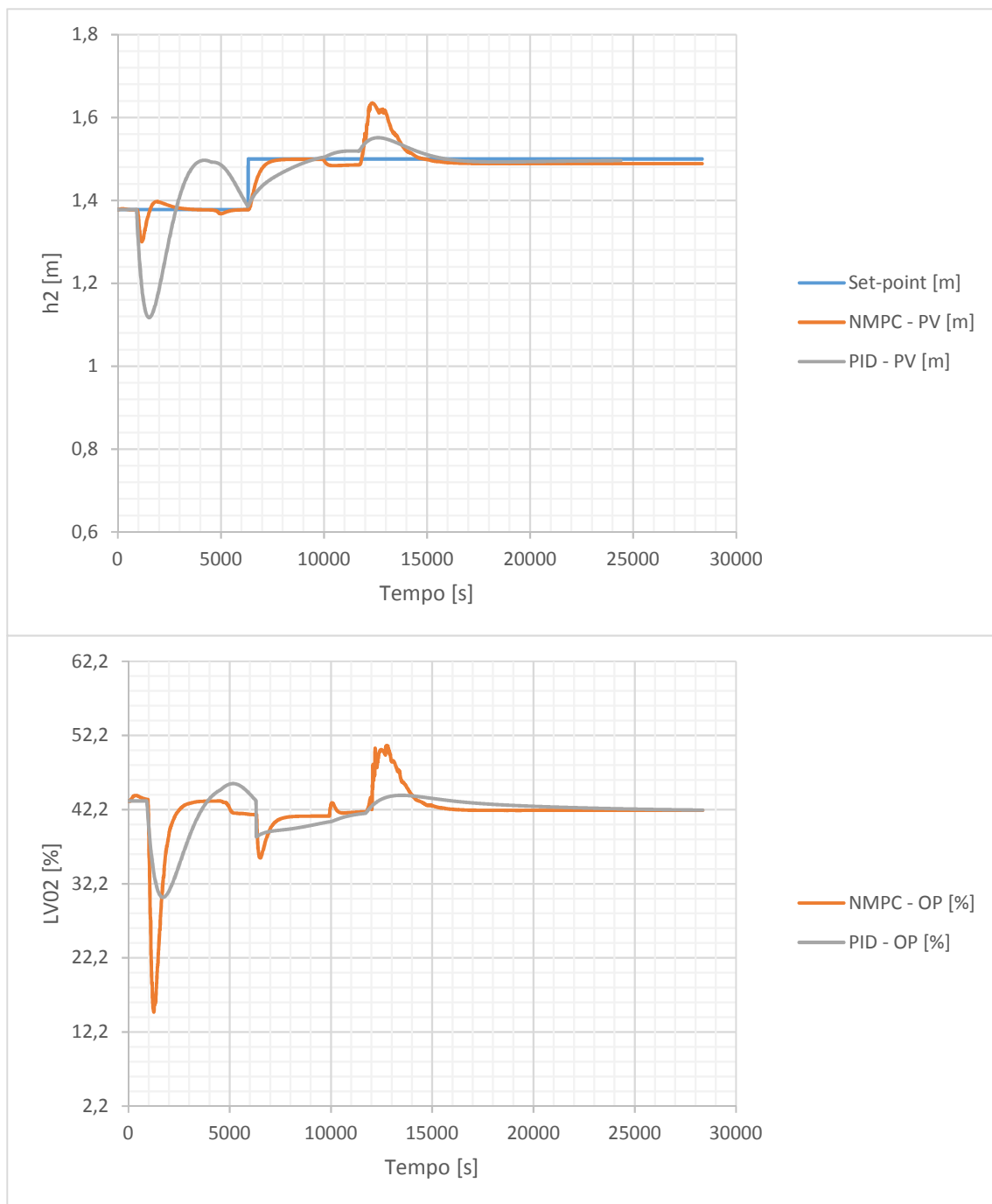
Analisando as Figura 52 a Figura 56 nota-se que o desempenho do controlador NMPC é superior ao do controlador PID para a maioria das malhas.

Ainda com o intuito de mostrar o melhor desempenho do controlador NMPC frente ao controle PID, simulou-se um cenário onde a partir de um estado estacionário, os *set-points* são alterados. Observa-se nas Figura 57 a Figura 61 a diferença entre o tempo de resposta do PID e do NMPC (sintonia 2), nas quais nota-se o melhor desempenho no

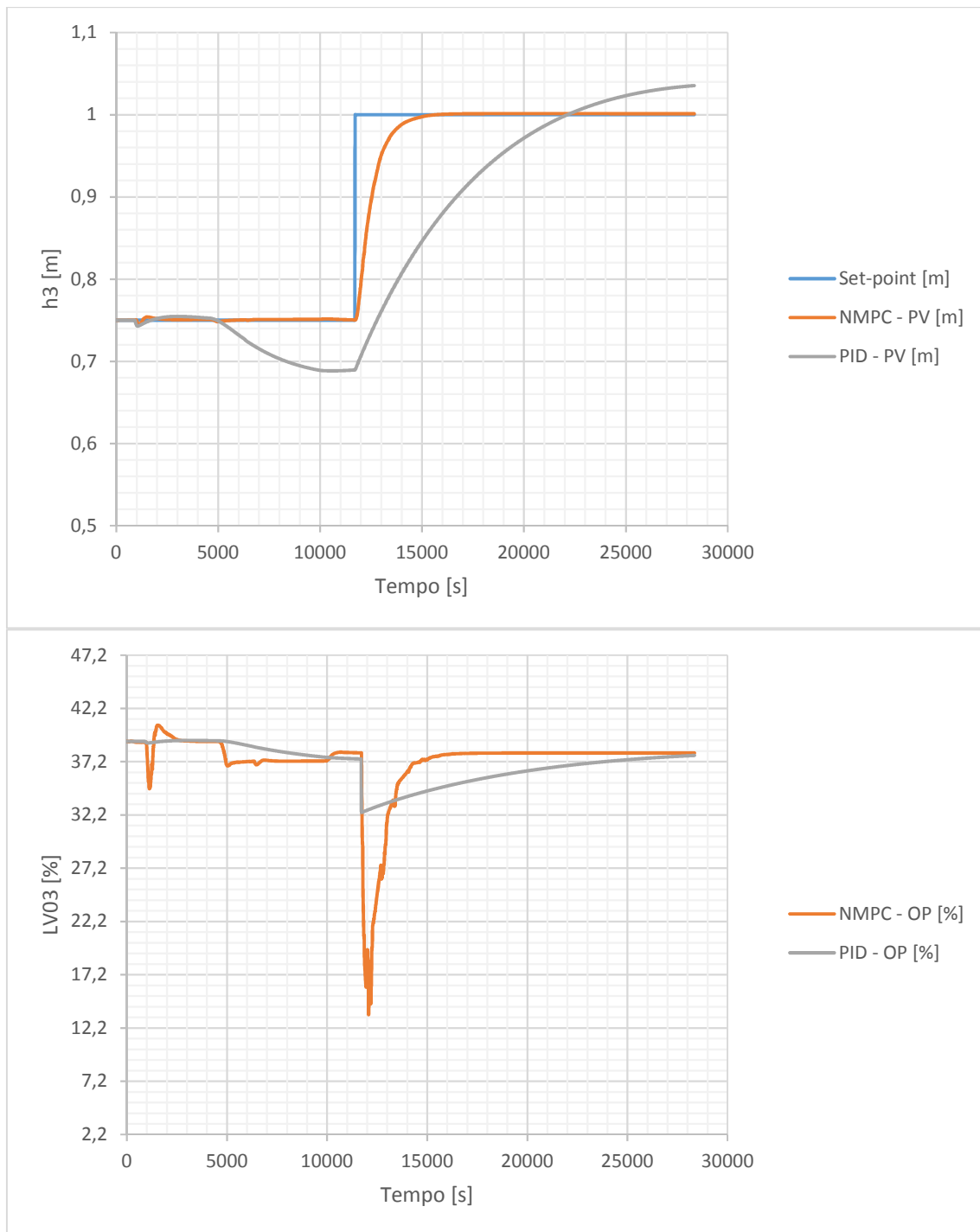
controlador NMPC. No caso da Figura 61, o novo ponto de operação foi escolhido para demonstrar de forma mais clara a atuação mais lenta do controlador PID, no qual o sistema não tem capacidade de reduzir a pressão, porém é possível notar que enquanto o controlador NMPC atua rapidamente levando a válvula de controle para a saturação, o controlador PID demora a perceber a nova condição operacional.



*Figura 57: Controle de nível de líquido do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point.*

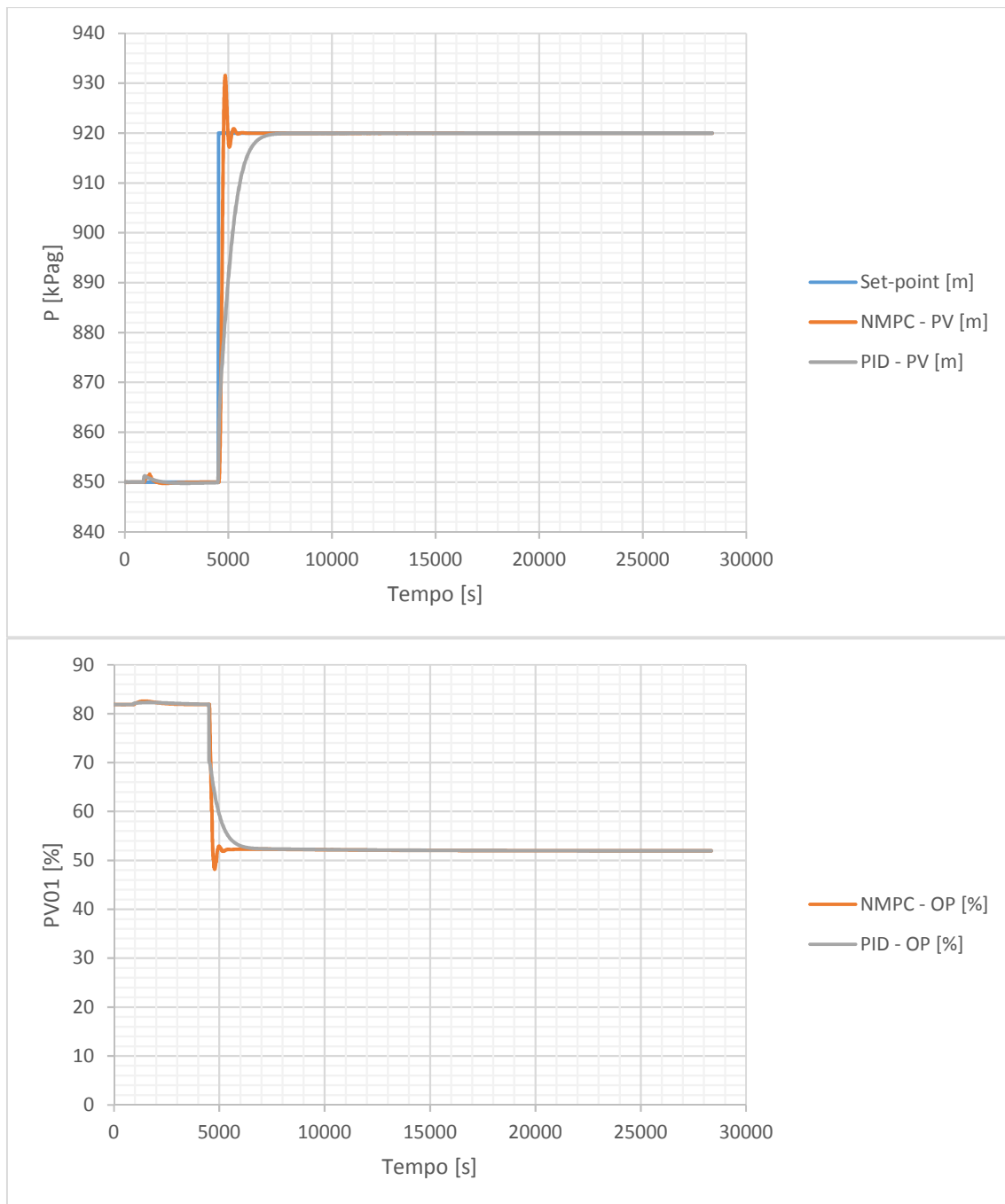


*Figura 58: Controle de nível de líquido do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point.*

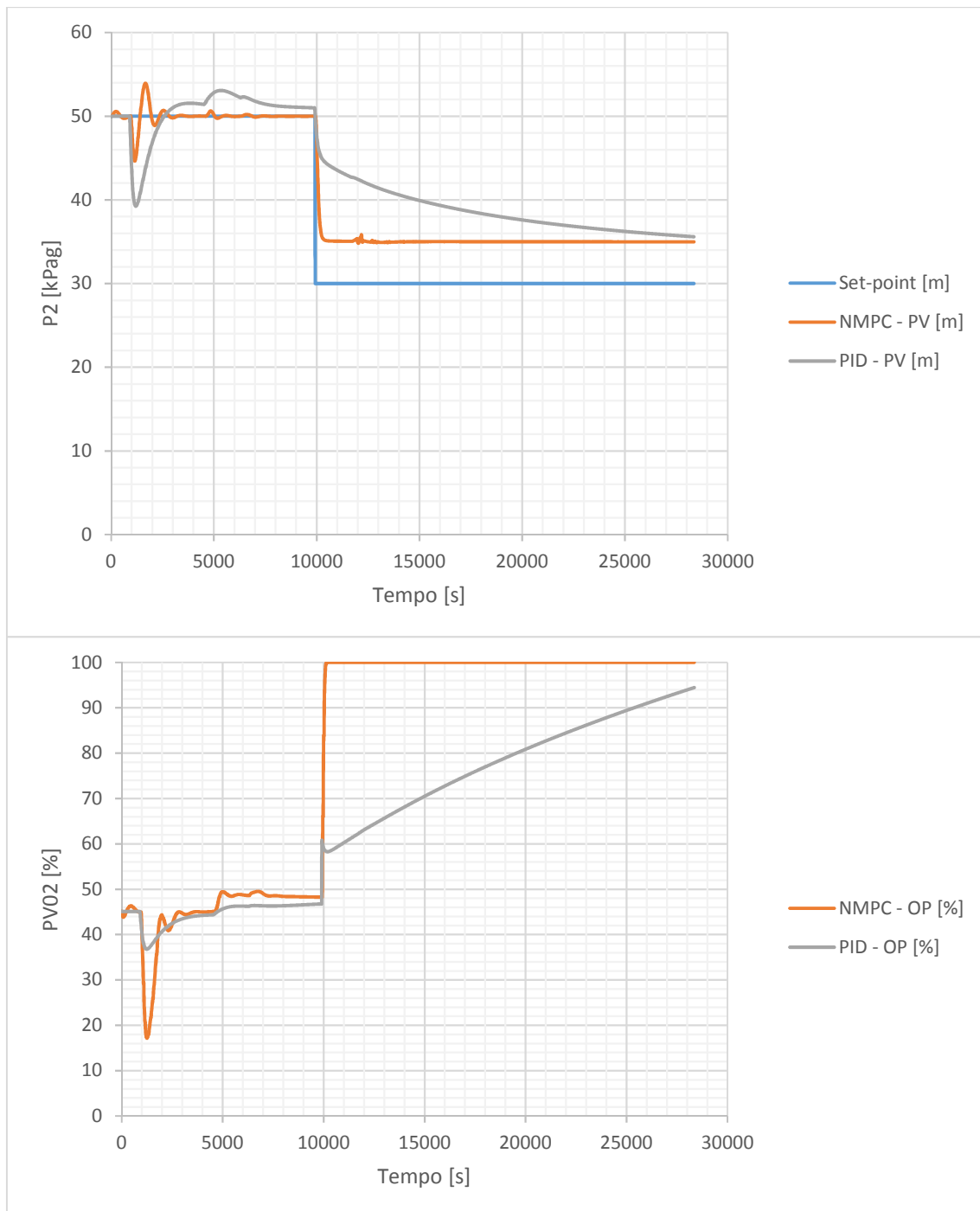


*Figura 59: Controle de nível de líquido do vaso TO realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point.*





*Figura 60: Controle de pressão do vaso HP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point.*



*Figura 61: Controle de pressão do vaso LP realizado pelos controladores NMPC e PID para um step no set-point.*

## 5. CONCLUSÃO E SUGESTÕES

No estudo de caso realizado inicialmente para a uma Planta de Gás Combustível, o desempenho do controlador MPC foi superior ao controlador PID devido às variações nas pressões serem atenuadas de forma mais suave frente às variações no *set-point*. Além disso, conclui-se que a comunicação OPC entre o simulador de processos e o controlador MPC não apresentou problemas e o desempenho computacional foi satisfatório, mostrando a aplicabilidade desta sistemática para avaliação de estruturas de controle avançado de forma preliminar à testes diretamente na planta de processo.

A aplicação de controlador NMPC em sistemas que apresentam instabilidade e não linearidades apresenta diversos benefícios e mostra-se promissora, como para o caso explorado neste trabalho, no controle de nível e pressão de vasos separadores de uma planta de tratamento de óleo *offshore*.

Através das avaliações realizadas da aplicação dos controladores em uma planta simulada, os resultados do NMPC mostram-se melhores quando comparados com o uso de controladores PID ou MPC linear.

Quando comparado ao controlador PID, além do benefício da substituição de cinco controladores, por apenas um NMPC, este não está limitado ao ajuste para um ponto de operação, ou seja, caso as condições operacionais mudem, o controlador é capaz de se ajustar.

Já quando comparado com o MPC, o principal diferencial do NMPC está no fato de não fazer uso de aproximações pelas linearizações, procedimentos que em geral resultam em perda na qualidade do modelo. No caso dos níveis dos vasos separadores, o controlador MPC apresentou resultados semelhantes ao NMPC, entretanto, para o controle de pressão, por possuir maior não linearidade, o controlador NMPC mostrou desempenho superior.

Uma oportunidade identificada para ser desenvolvida em trabalhos futuros consiste na incorporação do modelo FOWM (Diehl *et. al.*, 2017) aos modelos utilizados neste trabalho de forma a obter as vazões a partir das informações de PDG e TPT dos poços, tendo assim uma solução completa para a produção em regime de golfadas.

## 6. REFERÊNCIAS

- ABERTOS, P., SALA, A., 2004. *Multivariable Control Systems*, 1 ed. Londres, Springer – Verlag.
- ABUNAHMAN, S.S. Modelagem, Simulação e Adequação de um Separador Trifásico em uma Plataforma de Petróleo Utilizando o EMSO. 2011. 130 f. Projeto de Graduação (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2011.
- AL-GHAZZAWI, A., ALI, E., ADNAN, N., ZAFIRIOU, E., 2001. “On-line tuning strategy for model predictive controllers”, *Journal of Process Control*, v. 11, pp. 265-284.
- ÅNSTRÖM, K.J., HÄGGLUND, T., 1984. “Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins”, *Automatica*, v. 20 (5), pp. 645-651.
- ARINELLI, L.O., ARAUJO, O.Q.F., MEDEIROS, J.L., 2015. “Dynamic Simulation and Analysis of Slug Flow Impact on Offshore Natural Gas Processing: TEG Dehydration, Joule-Thomson Expansion and Membrane Separation”, *12<sup>th</sup> International Symposium on Process Systems Engineering and 25<sup>th</sup> European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, Copenhagen, 2015.
- AWASTHI, A., SANKARAN, S., NIKOLAU, M., SAPUTELLI, G., MIJARES, G., 2008. “Short term production optimization by automated adaptive modeling and control”, SPE 112239-MS.
- BILTOFT, J., HANSEN, L., PEDERSEN, S., YANG, Z., 2013. “Recreating riser slugging flow based on an economic lab-sized setup”, *5<sup>th</sup> IFAC International Workshop on Periodic Control Systems*, France, 2013.
- BUDINIS, S., THORNHILL, N.F., 2015. “Control of centrifugal compressors via model predictive control for enhanced oil recovery applications”, *IFAC*, v. 48-6, pp. 009-014.
- CAMPOS, M.C.M.M., FURTADO, A.F., MEIEN, O., STENDER, A., SIMOES, S., 2015. *Advanced Automated Control for Minimizing Slugging*. US 2015/0368999 A1, 10 set. 2014, 24 dez. 2015

- CAMPOS, M.C.M.M., TEIXEIRA, A.F., MEIEN, O., SIMOES, S., Santos, W., 2013. Advanced Control Systems for Offshore Production Platforms, *Offshore Technology Conference*, OTC Brazil.
- CAMPOS, M.C.M.M., GOMES, M.V.C., PEREZ, J.M.G.T., 2013. *Controle Avançado e Otimização na Indústria do Petróleo*, 1 ed. Brasil, Editora Interciência.
- CAMPOS, M.C.M.M., TEIXEIRA, H.C.G., 2006. *Controles Típicos de equipamentos e processos industriais*, 1 ed. Brasil, Editora Edgard Blücher.
- CARVALHO, R.L., MENDES, P.R.C., NORMEY-RICO, J.E., PLUCENIO, A., 2012. “Disturbance Estimator based Nonlinear MPC of a Three Phase Separator”, *8<sup>th</sup> IFAC Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, Singapore, 2012.
- COTA, R.E., REIS, Y.B.T. Controle Preditivo em Sistemas de Produção Offshore. 2012. 89 f. Projeto de Graduação (Graduação em Engenharia de Controle e Automação) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2012.
- DARBY, M. L., NIKOLAOU, M., 2012. “MPC: Current practice and challenges”, *Control Engineering Practice*, v. 20, pp. 328-342.
- DIEHL, F.C., ANZAI, T.K., ALMEIDA, C.S., MEIEN, O.F., NETO, S.S., ROSA, V.R., CAMPOS, M.C.M.M., REOLON, F., GEREVINI, G., RANZAN, C., FARENZENA, M., TRIERWEILER, J.O., 2017. “Fast Offshore Wells Model (FOWM): A practical dynamic model for multiphase oil production systems in deepwater and ultra-deepwater scenarios”, *Computers and Chemical Engineering*, v. 99, pp. 304-313.
- DOS SANTOS, T.M. Controle Multivariável de um Separador Trifásico de uma Plataforma Offshore na Presença de Golfadas. 2012. 72 f. Projeto de Graduação (Graduação em Engenharia de Controle e Automação) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2012.
- DURAISKI, R.G.. Controle Preditivo Não-Linear Utilizando Linearizações ao Longo da Trajetória. 2001. 112 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Elétrica) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2001.
- DURAISKI, R.G., Otimização Dinâmica em Tempo Real Utilizando Modelos Não-Lineares Simplificados. 2009. 201 f. Tese (Doutorado em Engenharia) –

Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

- FOSS, B., 2012. “Process control in conventional oil and gas fields – Challenges and opportunities”, *Control Engineering Practice*, v. 20, pp. 1058 – 1064.
- GODHAVN, J.M., STRAND, S., SKOFTELAND, M., 2005. “Increased oil production by advanced control of receiving facilities”, *IFAC World Congress*, v. 16, pp.1667-1667
- LAING, D., UDUCHI, D., ORDYS, A., 2001.”Financial Benefits of advanced control – Benchmarking and optimization of a crude oil production platform”, *Proceedings of the America Control Conference*.
- MEIEN, O. F., LUZ, L.F.L., MITCHELL, D.A., PÉREZ-CORREA, J.R., AGOSIN, E., FERNÁNDEZ-FERNÁNDEZ, M., ARCAS, J.A., 2004. “Control Strategies for Intermittently Mixed, Forcefully Aerated Solid-State Fermentation Bioreactors Based on the Analysis of a Distributed Parameter Model, *Chemical Engineering Science*, v. 59, pp. 4493 – 4504.
- MORARI, M., CAGIENARD, R., GRIEDER, P., KERRIGAN, E.C., 2007. “Move blocking strategies in receding horizon control”, *Journal of Process Control*, v. 17, pp. 563-570.
- NGUYEN, T.V., JACYNO, T., BREUHAUS, P., VOLDSUND, M., 2014. “Thermodynamic analysis of an upstream petroleum plant operated on a mature field”, *Energy*, v. 68, pp. 454 – 469.
- NUNES, G.C., MEDEIROS, J.L., ARAÚJO, O.Q.F., 2010. *Modelagem e Controle na Produção de Petróleo*, 1 ed. Brasil, Editora Edgard Blücher.
- PEREZ, H.D., CORP, G.E., GRANDAS, G.G., PEREZ-RODRIGUEZ, H., ENERGY, P.R., 2015. “Applied Advanced Control Systems for Electrostatic Dehydrators in the Upstream Oil Industry”, SPE-174149-MS.
- PEREZ, J.M.G.T.. Controle Preditivo Multivariável com Modelo de Realinhamento e Robusto quanto à Estabilidade. 2012. 241 f. Tese (Doutorado em Ciências em Engenharia Química) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2012.

- PORTELLA, R.A.. Modelagem dinâmica de separador bifásico com alimentação por escoamento em regime de golfadas. 2008. 127 f. Dissertação (Mestre em Modelagem Computacional) – IPRJ, Universidade Estadual do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2008.
- QIN, S.J., BADGWELL, T.A., 2000. “An overview of nonlinear model predictive control applications”, *Nonlinear Model Predictive Control*, v. 26, pp.369-392.
- QIN, S.J., BADGWELL, T.A., 2003. “A survey of industrial model predictive control technology”, *Control Engineering Practice*, v. 11, pp.733-764.
- RAHMAWATI, S.D., WHITSON, C.H., FOSS, B., KUNTADI, A., 2012. “Integrated field operation and optimization”, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, v. 81, pp. 161-170.
- RAWLINGS, J.B., MAYNE, D.Q., 2012. *Model Predictive Control: Theory and Design*, 1 ed. Estados Unidos, Nob Hill Publishing, LLC.
- RIBEIRO, C.H.P. Controle Preditivo Multivariável com Requisitos de Qualidade em Plataformas de Produção de Petróleo. 2012. 96 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Elétrica) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2012.
- SEBORG, D.E., EDGAR, T.F., DOYLE, F.J., 2011. *Process Dynamics and Control*, 3 ed. Estados Unidos, John Wiley & Sons, Inc.
- SECCHI, A.R., *COQ-897 – Otimização de Processos*. Rio de Janeiro: PEQ/Coppe, 2015. Apostila do Curso COQ-897.
- SECCHI, A.R., *DASSLC – User’s Manual*. Porto Alegre: DEQ/UFRGS, 2007.
- TEIXEIRA, A.F. Otimização da Produção de Poços de Petróleo com Gas Lift Contínuo. 2013. 111 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Química) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2013.
- TOWLER, G.P., SINNOT, R., 2013. *Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2 ed, USA, Elsevier.
- VISWANATHAN, B., 2017. *Energy Sources*, 1 ed. Amsterdam, Elsevier B.V.
- XI, Y.G., LI, D.W., LIN, S., 2013. “Model Predictive Control – Status and Challenges”, *Acta Automatica Sinica*, v. 39 (3), pp 222 – 236.

- WILLERSRUD, A., IMSLAND, L., HAUGER, S.O., KITTILSEN, P., 2013. "Short-term production optimization of offshore oil and gas production using nonlinear model predictive control", *Journal of Process Control*, v. 23, pp.215-223.
- YANG, Z., PEDERSEN, S., DURDEVIC, P., 2017. "Challenges in slug modeling and control for offshore oil and gas productions: A review study", *International Journal of Multiphase Flow*, v. 88, pp. 270-284.



## 7. ANEXO I (MODELO NÃO LINEAR)

Abaixo está o desenvolvimento do modelo não linear em linguagem “mts”, própria do controlador BRNMPC. A linguagem é semelhante à utilizada no MATLAB e o modelo pode ser dividido em quatro seções: Pré-cálculo, Equações Diferenciais, Saídas e Configuração de Parâmetros Iniciais.

### %Pré-cálculo

```
function [ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt, Plj, Pgj, LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb, , T01, T02] = precalc( ...
```

```
Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02)
```

```
pi = 3.14159265359;
```

```
%Dimensao vasos
```

```
D = 4.98; %diametro HP
```

```
C = 14.94; %comprimento HP
```

```
D2 = 3.91; %diametro LP
```

```
C2 = 11.73; %comprimento LP
```

```
D3 = 3.657; %diametro TO
```

```
C3 = 24.08; %comprimento TO
```

```
Vt = 304.26; %Volume do vaso
```

```
Vt2 = 147.2; %Volume do vaso
```

```
Vt3 = 258.26; %Volume do vaso
```

```
%Vazoes de entrada
```

```
Le = Le/3600; %entrada liquido HP m3/h -> m3/s
```

```
Ge = Ge/3600/24; % entrada gas HP m3/d -> m3/s
```

```
Le2 = Le2/3600; %entrada liquido LP m3/h -> m3/s
```

$Ge2 = Ge2/3600/24$ ; %entrada gas LP m3/d -> m3/s

$We = We/3600$ ; %entrada agua TO m3/d -> m3/s

%Parametros valvulas

$Cv1 = 400$ ; %Cv\_LV01

$Cvg = 2500$ ; %Cv\_PV01

$Cv12 = 350$ ; %Cv\_LV01

$Cvg2 = 450$ ; %Cv\_PV01

$Cvw = 180$ ; %Cv\_LV03

%Abertura valvulas

$LV01 = LV01/100$ ;

$PV01 = PV01/100$ ;

$LV02 = LV02/100$ ;

$PV02 = PV02/100$ ;

$LV03 = LV03/100$ ;

%Pressoes

$Plj = Plj/100$ ; %Pressao a jusante da LV01 kPag --> barg

$Pgj = Pgi/100$ ; %Pressao a jusante da PV01kPag --> barg

$Plj2 = Plj2/100$ ; %Pressao a jusante da LV02 kPag --> barg

$Pgj2 = Pgi2/100$ ; %Pressao a jusante da PV02 kPag --> barg

$Pwj = Pwj/100$ ; %Pressao a jusante da LV03 kPag --> barg

$Pb = Pb/100$ ; %Pressao na descarga da bomba

%Temperaturas

$T01 = T01+273.15$ ; % Temperatura gas HP

$T02 = T02+273.15$ ; % Temperatura gas LP

## % Equações Diferenciais

```
function [ dhdt, dPdt, dh2dt, dP2dt, dh3dt ] = derivatives( ...
    h, P, h2, P2, h3, LV01, PV01, Le, Ge, Plj, Pgj, LV02, PV02, Le2, Ge2, Plj2, Pgj2,
    We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02)

    [ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt, Plj, Pgj,
    LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb, T01, T02] =
    precalc( ...
        Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb,
        T01, T02);

    %Nivel HP

    if P > Plj
        dhdt = (Le-(0.00024*LV01*Cvl*(((P+1e-5*875*9.81*h)-
        Plj)/0.875)^0.5))/((2*C*((D-h)*h)^0.5)+(0.645*h*(D-h)));
    elseif P <= Plj
        dhdt = Le/((2*C*((D-h)*h)^0.5)+(0.645*h*(D-h)));
    end

    %Pressao HP

    if (P > Plj) & (P > Pgj)
        dPdt = ((Vt - (C * D ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D - 2 * h) / D) + 1 / 6 * ((D - 2 * h) / D) ^ 3 +
        3 / 40 * ((D - 2 * h) / D) ^ 5) - (2 * ((D - h) * h) ^ 0.5 / D) * ((D - 2 * h) / D)) + 0.215 *
        h ^ 2 * (3 / 2 * D - h)))) ^ (-1) * ((Le + Ge) - ((0.00024 * LV01 * Cvl * (((P+1e-
        5*875*9.81*h) - Plj) / 0.875) ^ 0.5) + (0.625 * PV01 * Cvg * (P+1.01325) * (1 - ((P -
        Pgj) / (P+1.01325))) / (3*0.7*0.28125)) * (((P - Pgj) / (P+1.01325)) / (0.97 * T01 *
        23.27)) ^ 0.5))) * (P+1.01325);
    elseif (P <= Plj) & (P > Pgj)
        dPdt = ((Vt - (C * D ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D - 2 * h) / D) + 1 / 6 * ((D - 2 * h) / D) ^ 3 +
        3 / 40 * ((D - 2 * h) / D) ^ 5) - (2 * ((D - h) * h) ^ 0.5 / D) * ((D - 2 * h) / D)) + 0.215 *
        h ^ 2 * (3 / 2 * D - h)))) ^ (-1) * ((Le + Ge) - ((0.625 * PV01 * Cvg * (P+1.01325) * (1 -
        ((P - Pgj) / (P+1.01325))) / (3 * 0.7 * 0.28125)) * (((P - Pgj) / (P+1.01325)) / (0.97 * T01
        * 23.27)) ^ 0.5))) * (P+1.01325);
    elseif (P <= Plj) & (P <= Pgj)
```

```
dPdt = ((Vt - (C * D ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D - 2 * h) / D) + 1 / 6 * ((D - 2 * h) / D) ^ 3 +
3 / 40 * ((D - 2 * h) / D) ^ 5) - (2 * ((D - h) * h) ^ 0.5 / D) * ((D - 2 * h) / D)) + 0.215 *
h ^ 2 * (3 / 2 * D - h)))) ^ (-1) * ((Le + Ge)) * (P+1.01325);
```

```
elseif (P > Plj) & (P <= Pgj)
```

```
dPdt = ((Vt - (C * D ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D - 2 * h) / D) + 1 / 6 * ((D - 2 * h) / D) ^ 3 +
3 / 40 * ((D - 2 * h) / D) ^ 5) - (2 * ((D - h) * h) ^ 0.5 / D) * ((D - 2 * h) / D)) + 0.215 *
h ^ 2 * (3 / 2 * D - h)))) ^ (-1) * ((Le + Ge) - ((0.00024 * LV01 * Cvl * (((P+1e-
5*874.1*9.81*h) - Plj) / 0.876) ^ 0.5))) * (P+1.01325);
```

```
end
```

```
%Nivel LP
```

```
if (Pb > Plj2) & (Pb > Pwj)
```

```
dh2dt = (Le2-((0.00024*LV02*Cvl2*((Pb-Plj2)/0.842)^0.5) + We)) /((2*C2*((D2-
h2)*h2)^0.5)+(0.645*h2*(D2-h2)));
```

```
elseif (Pb <= Plj2) & (Pb > Pwj)
```

```
dh2dt = (Le2-(We)) /((2*C2*((D2-h2)*h2)^0.5)+(0.645*h2*(D2-h2)));
```

```
elseif (Pb > Plj2) & (Pb <= Pwj)
```

```
dh2dt = (Le2-((0.00024*LV02*Cvl2*((Pb-Plj2)/0.842)^0.5))) /((2*C2*((D2-
h2)*h2)^0.5)+(0.645*h2*(D2-h2)));
```

```
elseif (Pb <= Plj2) & (Pb <= Pwj)
```

```
dh2dt = (Le2) /((2*C2*((D2-h2)*h2)^0.5)+(0.645*h2*(D2-h2)));
```

```
end
```

```
%Pressao LP
```

```
if P2 > Pgj2
```

```
dP2dt = ((Vt2 - (C2 * D2 ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D2 - 2 * h2) / D2) + 1 / 6 * ((D2 - 2 *
h2) / D2) ^ 3 + 3 / 40 * ((D2 - 2 * h2) / D2) ^ 5) - (2 * ((D2 - h2) * h2) ^ 0.5 / D2) *
((D2 - 2 * h2) / D2)) + 0.215 * h2 ^ 2 * (3 / 2 * D2 - h2)))) ^ (-1) * ((Le2 + Ge2) -
((0.00024 * LV02 * Cvl2 * ((Pb - Plj2) / 0.842) ^ 0.5 + We) + (0.625 * PV02 * Cvg2 *
(P2+1.01325) * (1 - ((P2 - Pgj2) / (P2+1.01325)) / (3*0.7*0.804)) * (((P2 - Pgj2) /
(P2+1.01325)) / (0.98 * T02 * 38.99)) ^ 0.5))) * (P2+1.01325);
```

```
elseif P2 <= Pgj2
```

```
dP2dt = ((Vt2 - (C2 * D2 ^ 2 / 4 * (pi / 2 - (((D2 - 2 * h2) / D2) + 1 / 6 * ((D2 - 2 *
h2) / D2) ^ 3 + 3 / 40 * ((D2 - 2 * h2) / D2) ^ 5) - (2 * ((D2 - h2) * h2) ^ 0.5 / D2) *
((D2 - 2 * h2) / D2)) + 0.215 * h2 ^ 2 * (3 / 2 * D2 - h2)))) ^ (-1) * ((Le2 + Ge2) -
((0.00024 * LV02 * Cvl2 * ((Pb - Plj2) / 0.842) ^ 0.5) + (We))) * (P2+1.01325);
```

```
end
```

%Nivel TO

if Pb > Pwj

dh3dt = (We - (0.00024\*LV03\*Cvw\*(((Pb+1e-5\*977\*9.81\*h3)-  
Pwj)/0.978)^0.5))\*((2\*C3\*((D3-h3)\*h3)^0.5)+(0.645\*h3\*(D3-h3)))^(-1);

elseif Pb <= Pwj

dh3dt = We / ((2\*C3\*((D3-h3)\*h3)^0.5)+(0.645\*h3\*(D3-h3)));

end

### % Saídas

function [ LIT01, PIT01, LIT02, PIT02, LIT03 ] = outputs( ...

h, P, h2, P2, h3, LV01, PV01, Le, Ge, Plj, Pgj, LV02, PV02, Le2, Ge2, Plj2, Pgj2,  
We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02)

[ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt, Plj, Pgj,  
LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb, , T01, T02] =  
precalc( ...

Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb,  
T01, T02);

LIT01 = h;

PIT01 = (P\*100);

LIT02 = h2;

PIT02 = (P2\*100);

LIT03 = h3;

### % Configurações

function [ unit ] = timeunit

% Definição da unidade de tempo do modelo:

% 1 - segundos, 2 - minutos, 3 - horas

unit = 1;

function [ Min, Bias, Max ] = Le

Min = 0;

Bias = 371;

Max = 1000;

function [ Min, Bias, Max ] = LV01

Min = 0;

Bias = 40.07;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = PV01

Min = 0;

Bias = 68.33;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = Ge

Min = 0;

Bias = 2.06e6;

Max = 5000000;

function [ Min, Bias, Max ] = h

Min = 0;

Bias = 2.612;

Max = 4.98;

function [ Min, Bias, Max ] = LIT01

Min = 0;

Bias = 2.612;

Max = 4.98;

function [ Min, Bias, Max ] = P

Min = 0;

Bias = 8.405;

Max = 15.00;

function [ Min, Bias, Max ] = PIT01

Min = 0;

Bias = 840.5;

Max = 1500;

function [ Min, Bias, Max ] = Plj

Min = 0;

Bias = 56.87;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Pgj

Min = 0;

Bias = 800;

Max = 1500;

function [ Min, Bias, Max ] = Le2

Min = 0;

Bias = 398.8;

Max = 1000;

function [ Min, Bias, Max ] = LV02

Min = 0;

Bias = 44.18;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = PV02

Min = 0;

Bias = 45.4;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = Ge2

Min = 0;

Bias = 4.755e4;

Max = 200000;

function [ Min, Bias, Max ] = h2

Min = 0;

Bias = 1.382;

Max = 3.91;

function [ Min, Bias, Max ] = LIT02

Min = 0;

Bias = 1.382;

Max = 3.91;

function [ Min, Bias, Max ] = P2

Min = 0;

Bias = 0.4943;

Max = 1.5;

function [ Min, Bias, Max ] = PIT02

Min = 0;

Bias = 49.43;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Plj2

Min = 0;

Bias = 10;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Pgj2

Min = 0;

Bias = 30;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = We

Min = 0;

Bias = 117.7;

Max = 1000;

function [ Min, Bias, Max ] = LV03

Min = 0;

Bias = 39.87;



Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = h3

Min = 0;

Bias = 0.7547;

Max = 3.6;

function [ Min, Bias, Max ] = LIT03

Min = 0;

Bias = 0.7547;

Max = 3.6576;

function [ Min, Bias, Max ] = Pb

Min = 0;

Bias = 375.7;

Max = 550;

function [ Min, Bias, Max ] = Pwj

Min = 0;

Bias = 30;

Max = 350;

function [ Min, Bias, Max ] = T01

Min = 0;

Bias = 70;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = T02

Min = 0;

Bias = 70;

Max = 150;

## 8. ANEXO II (MODELO LINEAR)

Semelhante ao ANEXO I, o modelo está dividido em quatro seções. A diferença neste modelo concentra-se nas linearizações das equações de escoamento através das válvulas de líquido e gás.

```
function [ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt,
Plj, Pgj, LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb, T01,
T02, Pss1, Pss2, fg1, fg2, dg1, dg2, fl1, dl1, fl2] = precalc( ...
```

```
Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb,
T01, T02, Pss1, Pss2)
```

```
pi = 3.14159265359;
```

```
%Dimensao vasos
```

```
D = 4.98; %diametro HP
```

```
C = 14.94; %comprimento HP
```

```
D2 = 3.91; %diametro LP
```

```
C2 = 11.73; %comprimento LP
```

```
D3 = 3.657; %diametro TO
```

```
C3 = 24.08; %comprimento TO
```

```
Vt = 304.26; %Volume do vaso
```

```
Vt2 = 147.2; %Volume do vaso
```

```
Vt3 = 258.26; %Volume do vaso
```

```
%Vazoes de entrada
```

```
Le = Le/3600; %entrada liquido HP m3/h -> m3/s
```

```
Ge = Ge/3600/24; % entrada gas HP m3/d -> m3/s
```

```
Le2 = Le2/3600; %entrada liquido LP m3/h -> m3/s
```

```
Ge2 = Ge2/3600/24; %entrada gas LP m3/d -> m3/s
```

```
We = We/3600; %entrada agua TO m3/d -> m3/s
```

%Parametros valvulas

$C_{vl} = 400$ ; %Cv\_LV01

$C_{vg} = 2500$ ; %Cv\_PV01

$C_{vl2} = 350$ ; %Cv\_LV01

$C_{vg2} = 450$ ; %Cv\_PV01

$C_{vw} = 180$ ; %Cv\_LV03

%Abertura valvulas

$LV01 = LV01/100$ ;

$PV01 = PV01/100$ ;

$LV02 = LV02/100$ ;

$PV02 = PV02/100$ ;

$LV03 = LV03/100$ ;

%Pressoes

$Plj = Plj/100$ ; %Pressao a jusante da LV01 kPag --> barg

$Pgj = Pgi/100$ ; %Pressao a jusante da PV01kPag --> barg

$Plj2 = Plj2/100$ ; %Pressao a jusante da LV02 kPag --> barg

$Pgj2 = Pgi2/100$ ; %Pressao a jusante da PV02 kPag --> barg

$Pwj = Pwj/100$ ; %Pressao a jusante da LV03 kPag --> barg

$Pss1 = Pss1/100$ ;

$Pss2 = Pss2/100$ ;

$Pb = Pb/100$ ; %Pressao na descarga da bomba

%Temperaturas

$T01 = T01+273.15$ ; %Temperatura gas HP

T02 = T02+273.15; % Temperatura gas LP

%Linearizacao PV01

fg1 = (0.625 \* PV01 \* Cvg \* (Pss1+1.01325) \* (1 - ((Pss1 - Pgj) / (Pss1+1.01325))) /  
(3\*0.7\*0.28125)) \* (((Pss1 - Pgj) / (Pss1+1.01325)) / (0.97 \* T01 \* 23.27)) ^ 0.5);

dg1 = (-0.02083\*Cvg\*PV01\*(((Pss1-Pgj)/  
((Pss1+1.01325)\*23.27\*T01\*0.97))^0.5)\*(20\*(Pss1+1.01325)^2+5\*(Pgj+1.01325)^2-  
25\*(Pss1+1.01325)\*(Pgj+1.01325)-  
60\*0.7\*0.28125\*(Pss1+1.01325)^2+45\*0.7\*0.28125\*(Pss1+1.01325)\*(Pgj+1.01325)))/  
(0.7\*0.28125\*(Pss1-Pgj)));

%Linearizacao PV02

fg2 = (0.625 \* PV02 \* Cvg2 \* (Pss2+1.01325) \* (1 - ((Pss2 - Pgj2) / (Pss2+1.01325))) /  
(3\*0.7\*0.804)) \* (((Pss2 - Pgj2) / (Pss2+1.01325)) / (0.98 \* T01 \* 38.99)) ^ 0.5);

dg2 = (-0.02083\*Cvg2\*PV02\*(((Pss2-Pgj2)/  
((Pss2+1.01325)\*38.99\*T02\*0.98))^0.5)\*(20\*(Pss2+1.01325)^2+5\*(Pgj2+1.01325)^2-  
25\*(Pss2+1.01325)\*(Pgj2+1.01325)-  
60\*0.7\*0.804\*(Pss2+1.01325)^2+45\*0.7\*0.804\*(Pss2+1.01325)\*(Pgj2+1.01325)))/(0.  
7\*0.804\*(Pss2-Pgj2)));

%Linearizacao LV01

fl1 = K11 \* 0.00024 \* LV01 \* Cvl \* ((Pss1 - Plj) / 0.875) ^ 0.5;

dl1 = (0.0004\*Cvl\*LV01\*(9\*Pss1-6\*Plj)\*((Pss1-Plj)/0.875)^0.5)/(Pss1-Plj);

%Vazao de liquido saida LP

fl2 = We + 0.00024 \* LV02 \* Cvl2 \* ((Pb - Plj2) / 0.842) ^ 0.5;

function [ dhdt, dPdt, dh2dt, dP2dt, dh3dt ] = derivatives( ...

h, P, h2, P2, h3, LV01, PV01, Le, Ge, Plj, Pgj, LV02, PV02, Le2, Ge2, Plj2, Pgj2,  
We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02, Pss1, Pss2)

[ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt, Plj, Pgj,  
LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb, T01, T02,  
Pss1, Pss2, fg1, fg2, dg1, dg2, fl1, dl1, fl2] = precalc( ...

Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02, Pss1, Pss2);

%Nivel HP

if P > Plj

dhdt = (Le-(0.00024\*LV01\*Cv1\*((P-Plj)/0.875)^0.5))/(C\*D);

elseif P <= Plj

dhdt = Le/(C\*D);

end

%Pressao HP

if (P > Plj) & (P > Pgj)

dPdt = ((Vt - (C \* D \* h))) ^ (-1) \* (((Le + Ge) \* (P+1.01325)) - ((fl1 + dl1\*(P-Pss1)) + (fg1 + dg1 \* (P - Pss1))));

elseif (P <= Plj) & (P > Pgj)

dPdt = ((Vt - (C \* D \* h))) ^ (-1) \* (((Le + Ge) \* (P+1.01325)) - ((fg1 + dg1 \* (P - Pss1))));

elseif (P <= Plj) & (P <= Pgj)

dPdt = ((Vt - (C \* D \* h))) ^ (-1) \* ((Le + Ge)) \* (P+1.01325);

elseif (P > Plj) & (P <= Pgj)

dPdt = ((Vt - (C \* D \* h))) ^ (-1) \* (((Le + Ge) \* (P+1.01325)) - ((fl1 + dl1\*(P-Pss1))));

end

%Nivel LP

if (Pb > Plj2) & (Pb > Pwj)

dh2dt = (Le2-((0.00024\*LV02\*Cv12\*((Pb-Plj2)/0.842)^0.5) + We)) /(C2\*D2);

elseif (Pb <= Plj2) & (Pb > Pwj)

dh2dt = (Le2-(We)) /(C2\*D2);

elseif (Pb > Plj2) & (Pb <= Pwj)

dh2dt = (Le2-((0.00024\*LV02\*Cv12\*((Pb-Plj2)/0.842)^0.5))) /(C2\*D2);

elseif (Pb <= Plj2) & (Pb <= Pwj)

dh2dt = (Le2) /(C2\*D2);

```

end

%Pressao LP

if P2 > Pgj2
    dP2dt = (Vt2 - (C2*D2*h2)) ^ (-1) * ((Le2 + Ge2) * (P2+1.01325) - (fl2 *
(P2+1.01325) + fg2 + dg2 * (P2 - 0.5)));
elseif P2 <= Pgj2
    dP2dt = (Vt2 - (C2*D2*h2)) ^ (-1) * ((Le2 + Ge2) * (P2+1.01325) - (fl2 * (P2 +
1.01325)));
end

%Nivel TO

if Pb > Pwj
    dh3dt = (We - (0.00024*LV03*Cvw*((Pb-Pwj)/0.978)^0.5)) / (C3*D3);
elseif Pb <= Pwj
    dh3dt = We / (C3*D3);
end

function [ LIT01, PIT01, LIT02, PIT02, LIT03 ] = outputs( ...
    h, P, h2, P2, h3, LV01, PV01, Le, Ge, Plj, Pgj, LV02, PV02, Le2, Ge2, Plj2, Pgj2,
    We, LV03, Pwj, Pb, T01, T02, Pss1, Pss2)

    [ D, D2, C, C2, Le, Ge, Le2, Ge2, pi, Cvl, Cvg, Cvl2, Cvg2, LV01, PV01, Vt, Plj, Pgj,
    LV02, PV02, Vt2, Plj2, Pgj2, D3, C3, We, Cvw, LV03, Vt3, Pwj, Pb,    T01, T02,
    Pss1, Pss2, fg1, fg2, dg1, dg2, fl1, dl1, fl2] = precalc( ...
    Le, Ge, LV01, PV01, Plj, Pgj, Le2, Ge2, LV02, PV02, Plj2, Pgj2, We, LV03, Pwj, Pb,
    T01, T02, Pss1, Pss2);

    LIT01 = h;
    PIT01 = (P*100);
    LIT02 = h2;
    PIT02 = (P2*100);
    LIT03 = h3;

```

```
function [ unit ] = timeunit
% Definição da unidade de tempo do modelo:
% 1 - segundos, 2 - minutos, 3 - horas
unit = 1;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = Le
Min = 0;
Bias = 367.6;
Max = 1000;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = LV01
Min = 0;
Bias = 36.30;
Max = 100;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = PV01
Min = 0;
Bias = 61.06;
Max = 100;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = Ge
Min = 0;
Bias = 2.014e6;
Max = 5000000;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = h
Min = 0;
Bias = 2.6;
Max = 4.98;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = LIT01
Min = 0;
Bias = 2.6;
Max = 4.98;
```

function [ Min, Bias, Max ] = P

Min = 0;

Bias = 8.5;

Max = 15.00;

function [ Min, Bias, Max ] = PIT01

Min = 0;

Bias = 850;

Max = 1500;

function [ Min, Bias, Max ] = Plj

Min = 0;

Bias = 57.41;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Pgj

Min = 0;

Bias = 800;

Max = 1500;

function [ Min, Bias, Max ] = Pss1

Min = 0;

Bias = 850;

Max = 1500;

function [ Min, Bias, Max ] = Pss2

Min = 0;

Bias = 50;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = Le2

Min = 0;

Bias = 362.9;

Max = 1000;



function [ Min, Bias, Max ] = LV02

Min = 0;

Bias = 40.39;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = PV02

Min = 0;

Bias = 42.04;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = Ge2

Min = 0;

Bias = 4.352e4;

Max = 200000;

function [ Min, Bias, Max ] = h2

Min = 0;

Bias = 1.378;

Max = 3.91;

function [ Min, Bias, Max ] = LIT02

Min = 0;

Bias = 1.378;

Max = 3.91;

function [ Min, Bias, Max ] = P2

Min = 0;

Bias = 0.5;

Max = 1.5;

function [ Min, Bias, Max ] = PIT02

Min = 0;

Bias = 50;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Plj2

Min = 0;

Bias = 10;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = Pgj2

Min = 0;

Bias = 30;

Max = 150;

function [ Min, Bias, Max ] = We

Min = 0;

Bias = 107.5;

Max = 1000;

function [ Min, Bias, Max ] = LV03

Min = 0;

Bias = 36.42;

Max = 100;

function [ Min, Bias, Max ] = h3

Min = 0;

Bias = 0.75;

Max = 3.6;

function [ Min, Bias, Max ] = LIT03

Min = 0;

Bias = 0.75;

Max = 3.6576;

function [ Min, Bias, Max ] = Pb

Min = 0;

Bias = 376.7;

Max = 550;

function [ Min, Bias, Max ] = Pwj

```
Min = 0;  
Bias = 30;  
Max = 350;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = T01
```

```
    Min = 0;  
    Bias = 70;  
    Max = 150;
```

```
function [ Min, Bias, Max ] = T02
```

```
    Min = 0;  
    Bias = 70;  
    Max = 150;
```